NGUYỄN HỮU TÙNG

KỸ THUẬT TÁCH HỖN HỢP NHIỀU CẤU TỬ

Tính toán và thiết kế

(Xuất bản lần thứ hai, có chỉnh sửa và bổ sung)



2

TẬP 2



NHÀ XUẤT BẢN BÁCH KHOA - HÀ NỘI

NGUYỄN HỮU TÙNG

KỸ THUẬT TÁCH
HỖN HỢP NHIỀU CẤU TỬ

TẬP 2

TÍNH TOÁN VÀ THIẾT KẾ

(Xuất bản lần thứ hai, có chỉnh sửa và bổ sung)

(Giáo trình dùng cho sinh viên và học viên cao học ngành kỹ thuật hóa học của các trường Đại học kỹ thuật)

NHÀ XUẤT BẢN BÁCH KHOA - HÀ NỘI

Mã số: 556-2011/CXB/05-408/BKHN

Biên mục trên xuất bản phẩm của Thư viện Quốc gia Việt Nam

Nguyễn Hữu Tùng

Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử / Nguyễn Hữu Tùng. - Xuất bản lần thứ 2, có chỉnh sửa và bổ sung. - H. : Bách khoa Hà Nội. - 27cm

Thư mục cuối mỗi chương

T. 2: Tính toán và thiết kế. - 2011. - 564tr. : hình vẽ, bảng

ISBN 9786049110146

1. Công nghệ hóa học 2. Tách hỗn hợp 3. Tính toán 4. Thiết kế 5. Thiết bị

660 - dc14

BKE0008p-CIP

LỜI ĐỀ TỰA
(cho lần xuất bản thứ hai)

Kể từ lần xuất bản thứ nhất đến nay, cuốn sách "Tính toán và thiết kế" trong bộ sách "Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử" đã được độc giả tiếp nhận và trở thành giáo trình được sử dụng nhiều cho mục đích giảng dạy cũng như mục đích tính toán thiết kế các quá trình và các loại tháp chuyển khối khác nhau. Theo phản hồi của độc giả, đây cũng là cuốn sách được các kỹ sư sử dụng nhiều trong công nghiệp.

Trong lần xuất bản thứ hai, tác giả vẫn duy trì triết lý và phương pháp trình bày như trong lần xuất bản thứ nhất. Các đề mục hầu như vẫn được giữ nguyên, nhưng các chương đã được chỉnh sửa, bổ sung và cập nhật.

Theo đề nghị của nhiều độc giả, tác giả đã bổ sung thêm phần tính trở lực của tháp loại chóp theo phương pháp trở lực của cụm phần tử trên đĩa. Đây là phương pháp kết hợp giữa lý thuyết với thực nghiệm nhằm tăng độ chính xác của kết quả.

Ngoài ra, trong phần xác định các kích thước chính của các tháp chuyển khối loại đĩa và loại đệm, các phương pháp được sử dụng phổ biến rộng rãi hiện nay dùng để xác định chiều cao của các tháp đã được trình bày chi tiết hơn. Để hỗ trợ việc kiểm tra các kết quả tính toán và thiết kế các tháp, độc giả có thể sử dụng miễn phí các chương trình do tác giả biên soạn đã được đưa lên mạng internet theo đường dẫn: http://chemeng.hut.edu.vn/index.php/vi/bm/qttb.

Đặc biệt, chương 8 đã được bổ sung thêm để trình bày các phương pháp thiết kế cơ khí được sử dụng rộng rãi hiện nay cho các thiết bị chịu áp suất trong công nghiệp. Các bộ chuẩn và bộ mã số là một phần căn bản không thể thiếu được của tính toán thiết kế cơ khí, vì vậy một phần rất quan trọng trong bộ chuẩn của Vương quốc Anh và Liên bang Nga đã được trích dẫn trong cuốn sách này. Các bộ mã số và thực tế thiết kế có trong các bộ chuẩn này có thể áp dụng được cho nhiều quốc gia khác nhau.

Trong lần xuất bản thứ hai này, tuy cuốn sách đã được chỉnh sửa và bổ sung, nhưng chắc chắn khó tránh hết được các thiếu sót. Rất mong tiếp tục nhận được các nhận xét, góp ý và đề xuất của bạn đọc để lần xuất bản tiếp theo được hoàn thiện hơn.

Hà Nội, tháng 8/2011

Tác giả

Lời nói đầu

Tách hỗn hợp nhiều cấu tử trở thành các sản phẩm tinh khiết cao luôn là nhiệm vụ quan trọng và khó khăn cần phải được giải quyết của kỹ thuật và công nghiệp. Quá trình tách này thường tiêu tốn nhiều năng lượng, gặp nhiều khó khăn (đặc biệt trong các trường hợp thường gặp trong thực tế khi các cấu tử của hỗn hợp có nhiệt độ sôi nằm trong một khoảng hẹp và do đó có khả năng tạo các hỗn hợp đẳng phí cao) và cần có đầu tư lớn cho hệ thống thiết bị.

Để có thể điều khiển được các quá trình tách hỗn hợp nhiều cấu tử trong công nghiệp, cũng như để tính toán, thiết kế và tối ưu hóa hệ thống thiết bị công nghiệp cần phải hiểu rõ được các nguyên lý và bản chất hóa – lý của các quá trình này. Nhằm đáp ứng được phần nào các mục đích trên. Nhà xuất bản Bách Khoa Hà Nội xin trân trọng giới thiệu bộ giáo trình "*Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử*" của PGS.TS Nguyễn Hữu Tùng. Bộ giáo trình gồm 2 tập dùng cho sinh viên đại học và sau đại học ngành Kỹ thuật hóa học của trường Đại học Bách Khoa Hà Nội. Bộ sách cũng có thể sử dụng làm tài liệu học tập và nghiên cứu cho sinh viên và các cán bộ nghiên cứu các ngành kỹ thuật liên quan (Hóa chất, Môi trường, Dầu khí, Sinh học, Thực phẩm, Điều khiển, Tự động hóa quá trình ...). Đặc biệt trong nhiều phần của bộ sách các cơ sở lý thuyết của các quá trình tách các hỗn hợp đã được thể hiện trên các ví dụ là các quá trình tách đang được ứng dụng trong công nghiệp, nhằm tạo điều kiện thuận lợi để giúp người đọc hiểu rõ hơn các nguyên lý và bản chất của các quá trình cũng như dễ dàng hơn trong việc tiếp cận thực tế công nghiệp. Ngoài ra, bộ sách đã cập nhật một số lượng lớn các kết quả lý thuyết và thực tế, cùng nhiều tài liệu tham khảo hữu ích để giúp bạn đọc trong việc tra cứu.

Bộ sách được biên soạn dựa trên kinh nghiệm nhiều năm giảng dạy môn học kỹ thuật cơ sở "**Quá trình và Thiết bị Công nghệ Hóa học**" cũng như môn học chuyên ngành "**Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử**" tại Khoa Công nghệ Hóa học trong trường Đại học Bách Khoa Hà Nội, cũng như các lớp đào tạo nâng cao năng lực chuyên môn cho các cơ sở thực tế.

Tập 1 "Các Nguyên lý và Ứng dụng" trình bày các cơ sở lý thuyết của các quá trình tách hỗn hợp nhiều cấu tử và các ứng dụng của kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử trong công nghiệp hóa chất, dầu khí và các ngành liên quan.Các nội dung được trình bày trong tập này có thể được sử dụng làm cơ sở để tiến hành mô phỏng các quá trình và thiết bị của công nghiệp hóa chất nhằm mục tiêu tối ưu hóa các quá trình và hệ thống thiết bị và giảm năng lượng tiêu tốn để thực hiện các quá trình.

Tập 2 "**Tính toán và Thiết kế**" trình bày các phương pháp mới nhất, có độ tin cậy cao nhất (ở thời điểm hiện tại) dùng để tính toán và thiết kế các hệ thống thiết bị tách hỗn hợp nhiều cấu tử. Đây là những kiến thức rất cần thiết và hữu ích trong tính toán, thiết kế và vận hành các quá trình và thiết bị tách các hỗn hợp nhiều cấu tử (Ví dụ: các quá trình và thiết bị lọc dầu, các hệ thống tách hỗn hợp khí đã hóa lỏng ...).

Bộ sách được xuất bản lần đầu nên khó tránh khỏi các thiếu sót. Rất mong nhận được các nhận xét và góp ý để giúp lần tái bản được hoàn thiện hơn. Mọi thông tin xin được gửi theo địa chỉ:

PGS.TS. Nguyễn Hữu Tùng

Bộ môn Quá trình – Thiết bị Công nghệ Hóa chất và Thực phẩm

Khoa Công nghệ Hóa học – Trường Đại học Bách Khoa Hà Nội

Số 1 Đại Cồ Việt, Hà Nội

Email: tungnguyenhu@yahoo.com.vn

Hà Nội, tháng 5/2010

Nguyễn Hữu Tùng

Chương 7
TÍNH TOÁN, THIẾT KẾ CÁC THÁP CHUYỂN KHỐI

7.1. THÁP LOẠI ĐĨA

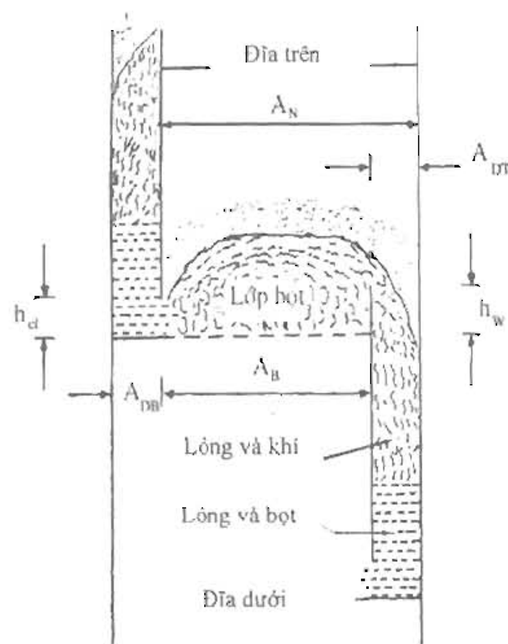
Chưng cất và hấp thụ là các quá trình quan trọng nhất và phổ biến nhất trong số các quá trình chuyển khối hệ khí – lỏng.

Các thiết bị tiếp xúc pha phổ biến nhất và đã được sử dụng từ lâu nay là các tháp loại đĩa và loại đệm. Các loại tháp này sẽ được trình bày chi tiết trong phần này của cuốn sách.

Ở phần này hai khái niệm "khí" và "hơi" được sử dụng thay thế cho nhau mặc dù trong thực tế hai khái niệm này có những đặc điểm khác nhau và sẽ chính xác hơn nếu khái niệm "hơi" sẽ được dùng cho các quá trình chưng cất.

Đĩa loại các dòng pha chuyển động theo sơ đồ chéo dòng (hình 7.1) bao gồm phần diện tích sục khí và phần diện tích phục vụ cho chảy truyền chất lỏng. Lỏng từ đĩa trên sẽ đi vào kênh chảy truyền lỏng và đi vào phần diện tích sục khí của đĩa ở ngay phía dưới. Tại vùng diện tích sục khí, pha lỏng tiếp xúc với pha khí đi từ đĩa dưới lên qua các lỗ của đĩa và tạo thành lớp bọt hoặc tạo thành các tia trên đĩa.

Để duy trì mức chất lỏng, trên đĩa ở phía dòng lỏng đi vào kênh chảy truyền có lắp ngưỡng chảy tràn chất lỏng. Phần lớp bọt tạo thành ở mức cao hơn ngưỡng chảy tràn sẽ đi vào kênh chảy truyền và đi xuống phía dưới. Trong kênh chảy truyền khí sẽ được tách ra khỏi lỏng và đi ngược lên trên, còn lỏng sẽ đi vào phần sục khí của đĩa dưới. Trên đĩa, tại phần diện tích sục khí, có thể lắp nhiều loại chi tiết khác nhau (như chóp, van, lỗ ...) nhằm tăng cường sự tiếp xúc giữa các pha.



Hình 7.1. Sơ đồ đĩa chéo dòng làm việc ở chế độ lớp bọt

7.1.1. Tính gần đúng các kích thước của tháp loại đĩa

Các kích thước chính của tháp có thể đánh giá gần đúng được nếu như xác định được số đĩa thực tế cần thiết cho việc tách hỗn hợp ở trong tháp. Các kích thước này cần cho việc đánh giá sơ bộ giá thành của tháp trong việc lập các dự án.

7.1.1.1. Khoảng cách giữa các đĩa

Chiều cao toàn bộ của tháp sẽ phụ thuộc vào khoảng cách giữa các đĩa. Khoảng cách giữa các đĩa thường được sử dụng nằm trong khoảng (0,15 – 1)m. Khoảng cách được chọn phụ thuộc vào đường kính của tháp và vào điều kiện làm việc của tháp. Khoảng cách giữa các đĩa được chọn sẽ bé nếu đường kính tháp bé, và nếu như tháp được đặt trong nhà và chiều cao nhà bị hạn chế thì khoảng cách giữa các đĩa được chọn cũng sẽ nhỏ.

Cho các tháp có đường kính D_c > 1m thì khoảng cách giữa các đĩa thông thường sẽ nằm trong khoảng (0,3 – 0,6)m và thường chọn sơ bộ lúc đầu bằng 0,5m. Khoảng cách này sẽ được xem xét lại nếu thấy cần thiết khi thiết kế chi tiết đĩa.

Khoảng cách giữa các đĩa ở vị trí tiếp liệu, ở vị trí lấy các sản phẩm phụ và ở vị trí đặt các cửa người thường được chọn lớn hơn.

7.1.1.2. Đường kính của tháp

Yếu tố chính quyết định đường kính của tháp chính là lưu lượng dòng hơi đi trong tháp. Tốc độ của pha hơi ở trong tháp phải nhỏ hơn tốc độ cuốn theo lỏng từ đĩa dưới lên đĩa trên. Lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi phải nhỏ hơn một giới hạn cho phép và phải đảm bảo để trở lực của đĩa không được quá lớn.

Dựa vào phương trình rất quen thuộc của Souders và Brown, Lowenstein (1961) đã đưa ra phương trình sau dùng để tính tốc độ tối đa cho phép của pha hơi [Lowenstein J.G. (1961) Ind. Eng. Chem. 53 (Oct). 44A. Sizing distillation Columns]:

$$\hat{U}_v = \left(-0,171 l_t^2 + 0,27 l_t - 0.047\right)\left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v}\right]^{1/2} \qquad (7.1)$$

Ở đây: l_t – Khoảng cách giữa các đĩa (m) (trong khoảng 0,5÷1,5 m);

$\hat{U}_v$ – Tốc độ tối đa cho phép của pha hơi tính theo diện tích tiết diện ngang của toàn tháp (m/s).

Đường kính của tháp khi đó có thể tính theo công thức:

$$D_c = \sqrt{\frac{4.\hat{V}_w}{\pi.\rho_v.\hat{U}_v}} \qquad (7.2)$$

Ở đây: $\hat{V}_w$ – lưu lượng tối đa của pha hơi (kg/s).

Đường kính ước tính D_c của tháp cần được kiểm tra lại khi thiết kế chi tiết đĩa.

7.1.2. Các loại đĩa

Đĩa với các dòng pha chuyển động chéo dòng được dùng phổ biến trong chưng cất và trong hấp thụ. Ở đĩa chéo dòng, dòng lỏng chuyển động ngang qua đĩa còn dòng hơi đi qua đĩa từ đĩa dưới lên. Sơ đồ của đĩa chéo dòng được thể hiện trên hình 7.1.

Pha lỏng đi từ đĩa trên xuống đĩa dưới qua kênh thẳng đứng được gọi là kênh chảy truyền (kênh chảy truyền có thể ở dạng ống hoặc dạng máng chảy truyền).

Như vậy một đĩa chéo dòng bao gồm phần diện tích sục khí và phần diện tích chảy truyền chất lỏng. Ở phần diện tích sục khí lỏng sẽ tiếp xúc với khí đi từ đĩa dưới lên qua các lỗ của đĩa và tạo thành lớp bọt hoặc thành các tia. Ngưỡng chảy tràn có chiều cao h_w ở cửa ra của chất lỏng ở trên đĩa sẽ khống chế mức chất lỏng ở trên đĩa. Lớp bọt ở trên đĩa sẽ tràn qua ngưỡng chảy tràn và đi vào kênh chảy truyền và tại đây khí được tách ra khỏi lỏng và lỏng sẽ tiếp tục đi xuống đĩa dưới.

Phần sục khí của đĩa được cấu tạo bằng nhiều loại chi tiết khác nhau nhằm tăng diện tích bề mặt tiếp xúc giữa hai pha lỏng – khí (hơi). Dưới đây là một số loại đĩa thường gặp nhất trong thực tế.

7.1.2.1. Đĩa loại lỗ (hình 7.2a)

Đây là loại đĩa được đục các lỗ có đường kính d_h. Tốc độ dòng khí đi từ dưới lên sẽ giữ cho lỏng ở trên đĩa không chảy qua lỗ xuống phía đĩa dưới (do lực ma sát giữa lỏng và khí). Nếu tốc độ dòng khí giảm xuống thì một phần lỏng ở trên đĩa sẽ chảy qua lỗ xuống dưới và chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa sẽ giảm xuống và vì vậy hiệu suất đĩa sẽ bị giảm theo. Vì nguyên nhân trên mà đĩa lỗ có khoảng làm việc tương đối hẹp.

7.1.2.2. Đĩa loại van cố định (hình 7.2b)

Ở loại đĩa này phần khoét lỗ của đĩa được phủ lên bằng một mái che cố định. Trong nhiều trường hợp, đĩa loại này được chế tạo bằng cách dùng máy dập tạo lỗ và các mái che ở phía trên lỗ được tạo ra bằng chính phần diện tích của mặt đĩa. Hoạt động của đĩa loại này cũng tương tự như đĩa loại lỗ.

7.1.2.3. Đĩa loại van chuyển động (hình 7.2c)

Ở đĩa loại này phần khoét lỗ của đĩa được đậy bằng các van chuyển động. Các van này sẽ dâng lên khi tốc độ của dòng khí tăng và sẽ hạ xuống khi tốc độ của dòng khí giảm. Giới hạn trên của van (khi van lên cao nhất) sẽ được giới hạn bởi các chân được gắn với đáy của van hoặc bởi cấu trúc đai được gắn xung quanh van. Khi tốc độ pha khí giảm đến một mức nào đó thì một số van có thể đóng lại hoàn toàn và ngăn không cho lỏng chảy qua lỗ xuống đĩa dưới. Đĩa loại van chuyển động có khoảng làm việc khá rộng.

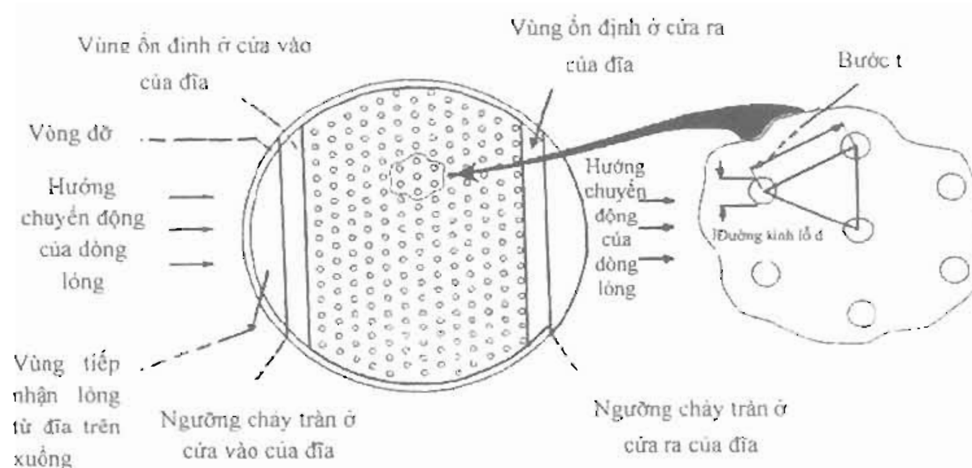
7.1.2.4. Đĩa loại chóp (hình 7.14)

Ở đĩa loại chóp, hơi đi từ đĩa dưới lên qua ống hơi, đi vào không gian giữa ống hơi và chóp, sau đó đi qua các rãnh chóp rồi sục vào lớp chất lỏng ở trên đĩa.

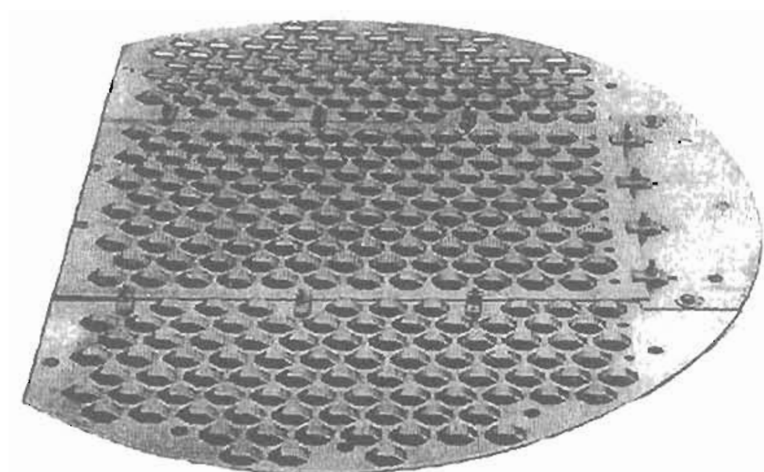
Đĩa loại chóp thuộc loại đĩa chéo dòng, truyền thống, lâu đời nhất. Có nhiều loại chóp khác nhau đã được thiết kế nhưng loại thiết kế chuẩn của chóp được sử dụng phổ biến nhất.

Đặc điểm nổi bật nhất của đĩa loại chóp là do có lắp các ống hơi nên mức chất lỏng ở trên đĩa được giữ ổn định tại tất cả các vận tốc của khí (hơi) khác nhau.

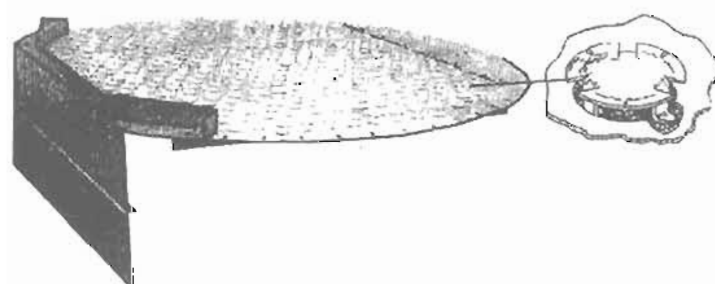
Sơ đồ dòng hơi đi qua các loại đĩa và sự tiếp xúc giữa hai pha lỏng hơi được thể hiện trên hình 7.3.



(a)



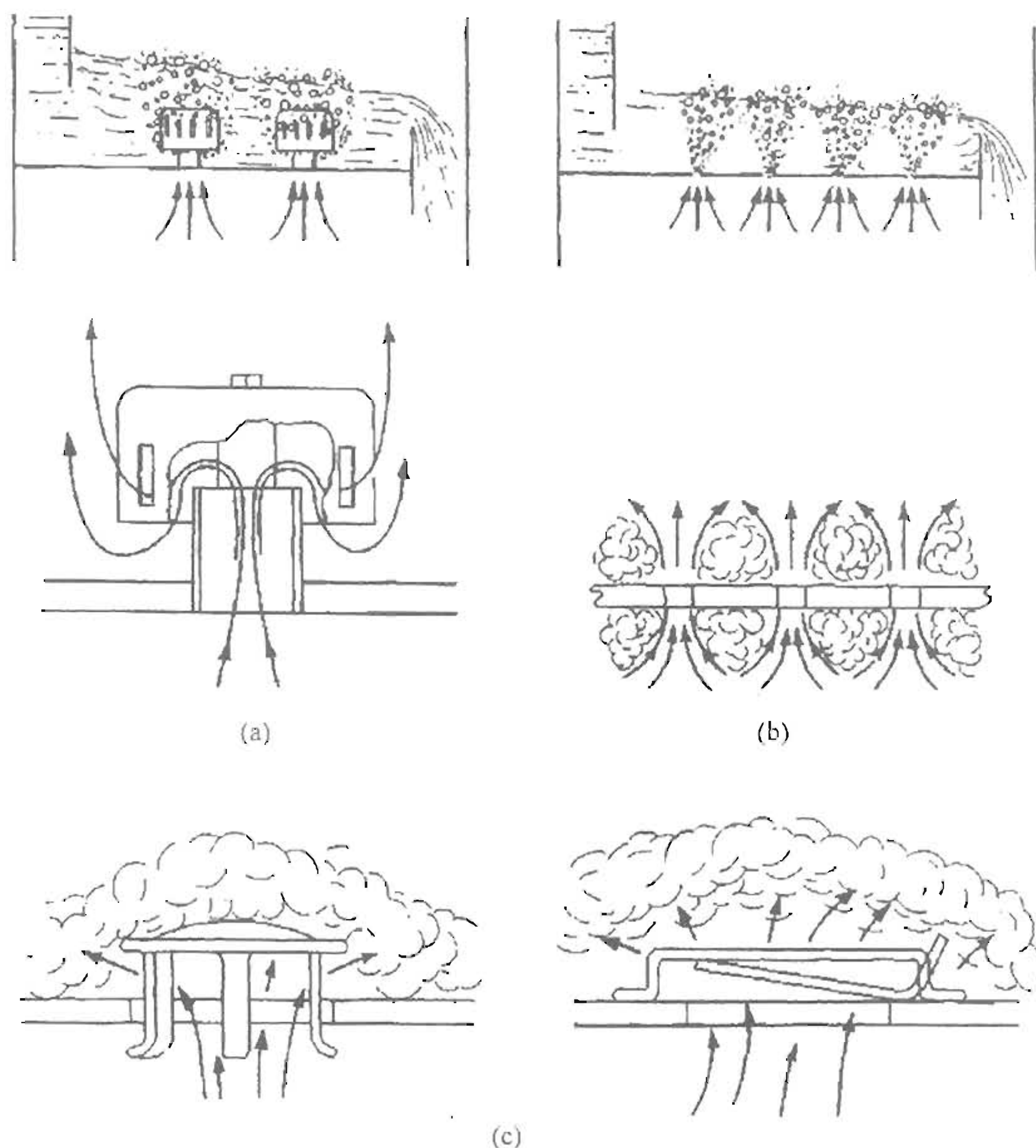
(b)



(c)

Hình 7.2. Một số loại đĩa thường gặp

a. Đĩa loại lỗ; b. Đĩa loại van cố định; c. Đĩa loại van chuyển động

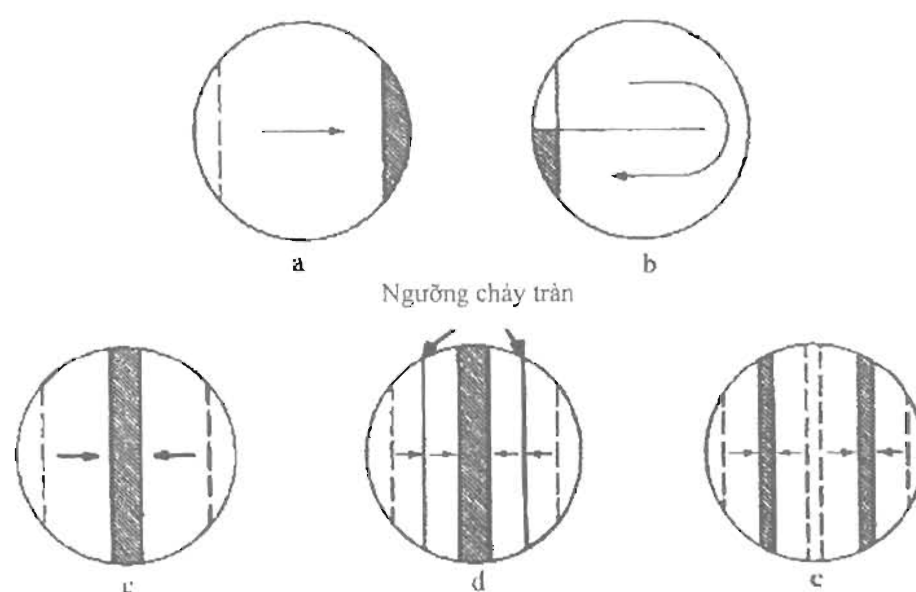


Hình 7.3. Sơ đồ dòng hơi qua đĩa
a. Đĩa loại chóp; b. Đĩa loại lỗ; c. Các đĩa loại van chuyển động

7.1.3. Sơ đồ chuyển động của lỏng ở trên đĩa loại chéo dòng

Đĩa loại chéo dòng cũng còn được phân loại theo sơ đồ chuyển động của lỏng trên đĩa. Hình 7.4a là sơ đồ đĩa có dòng lỏng chuyển động theo sơ đồ đơn giản. Trong trường hợp lưu lượng dòng lỏng ở trên đĩa nhỏ có thể sử dụng sơ đồ chuyển động của lỏng có đảo chiều (hình 7.4b). Trên đĩa loại này có lắp tấm ngăn để chia đĩa theo đường kính của đĩa và kênh chảy truyền lỏng ở cửa vào và cửa ra của đĩa nằm về cùng một phía của đĩa.

Trên đĩa loại nhiều đường đi của lỏng, dòng lỏng được chia ra bằng cách sử dụng nhiều kênh chảy truyền. Đĩa loại này thường được sử dụng khi lưu lượng dòng lỏng cao và đường kính tháp lớn. Đĩa loại đường đi kép của lỏng và đĩa loại có nhiều đường đi của lỏng được thể hiện trên hình 7.4 và 7.8.



Hình 7.4. Sơ đồ chuyển động của dòng lỏng ở trên đĩa
a - Sơ đồ đơn giản; b - Sơ đồ đảo chiều; c - Sơ đồ kép;
d - Sơ đồ chuỗi kép; e - Sơ đồ bốn đường đi của lỏng

Để chọn sơ bộ mô hình của dòng lỏng trên đĩa có thể dựa vào bảng số liệu 7.1.

Bảng 7.1. Chọn mô hình dòng lỏng trên đĩa

Đường kính tháp (ft)	*Lưu lượng dòng lỏng (gal/min)*			
	Sơ đồ đảo chiều	*Sơ đồ đơn giản*	*Sơ đồ kép*	*Sơ đồ chuỗi kép*
3	0 – 30	30 – 200		
4	0 – 40	40 – 300		
6	0 – 50	50 – 400	400 – 700	
8	0 – 50	50 – 500	500 – 800	
10	0 – 50	50 – 500	500 – 900	900 – 1400
12	0 – 50	50 – 500	500 – 1000	1000 – 1600
15	0 – 50	50 – 500	500 – 1100	1100 – 1800
20	0 – 50	50 – 500	500 – 1100	1100 – 2000

Ghi chú

– Để chuyển từ ft sang m phải nhân với hệ số 0,3048
– Để chuyển từ gal/min sang m^3/s phải nhân với hệ số $6,309.10^{-5}$

7.1.4. Các đĩa làm việc theo nguyên tắc ngược chiều (đĩa ngược chiều)

Các loại đĩa này có thể được đục lỗ hoặc được xẻ rãnh và trên đĩa không có kênh chảy truyền lỏng. Cả dòng hơi và dòng lỏng ở đĩa loại này đều cùng đi qua các lỗ (hoặc các rãnh) theo cách luân phiên nhau.

Bố trí mặt đĩa của các loại đĩa này rất đơn giản. Đĩa ngược chiều được sử dụng trong công nghiệp bao gồm các kiểu sau đây:

– Đĩa đục lỗ (Dual–flow; Dòng kép)

– Đĩa rãnh (Turbogrid)

– Đĩa đục lỗ – lượn sóng (Ripple – Đĩa lượn sóng)

Diện tích mở cho các đĩa loại trên nằm trong khoảng 15 ÷ 30% diện tích tiết diện ngang của đĩa (trong khi đó cho các đĩa loại lỗ diện tích này là 5 – 15%, và cho các đĩa loại chóp là 8÷15%). Kích thước lỗ cho các loại đĩa này khoảng 6 – 25mm (1/4 đến 1in), và chiều rộng của các rãnh khoảng 6 – 12mm (1/4 đến 1/2 in). Đĩa rãnh Turbogrid và đĩa lượn sóng Ripple là các loại đĩa có bản quyền.

7.1.5. Chọn loại đĩa

Các yếu tố chính cần phải xét đến khi tiến hành so sánh hoạt động của các loại đĩa chóp, đĩa lỗ và đĩa van là: 1 – Giá thành; 2 – Năng suất; 3 – Khoảng làm việc; 4 – Hiệu suất và 5 – Trở lực của tháp.

1. Giá thành: Đĩa chóp có giá thành cao hơn so với đĩa lỗ và đĩa van. Giá thành còn phụ thuộc vào vật liệu chế tạo tháp. Nếu các loại tháp đều sử dụng loại thép có tỷ lệ cácbon thấp thì tỉ lệ giá của các loại đĩa đĩa chóp/đĩa van/đĩa lỗ sẽ vào khoảng 3,0/1,5/1,0.

2. Năng suất: về năng suất sự khác nhau giữa các loại đĩa trên là rất ít (nghĩa là cho cùng lưu lượng dòng như nhau thì đường kính của các loại tháp trên xấp xỉ bằng nhau)

3. Khoảng làm việc: là yếu tố rất quan trọng. Khoảng làm việc là khoảng trong đó tốc độ của dòng hơi và dòng lỏng đi trong tháp có thể thay đổi mà tháp vẫn làm việc đạt được yêu cầu đặt ra (khoảng làm việc ổn định). Các nhà máy đang hoạt động luôn cần sự linh hoạt nhất định để có thể thay đổi năng suất sản xuất và để bù lại giai đoạn khởi động và giai đoạn ngừng sản xuất. Tỷ số giữa lưu lượng dòng cao nhất trên lưu lượng dòng nhỏ nhất của khoảng làm việc thường được gọi là tỷ số "vận hành".

Đĩa loại chóp tạo được lớp chất lỏng ổn định trên đĩa nên có thể hoạt động hiệu quả ngay cả khi tốc độ pha hơi rất nhỏ, vì vậy tỷ số vận hành của loại đĩa này khá cao.

Đối với loại đĩa lỗ, lượng chất lỏng trên đĩa phụ thuộc vào tốc độ của pha hơi đi qua đĩa, vì vậy loại đĩa này không làm việc được khi tốc độ pha hơi nhỏ. Nhưng nếu thiết kế tốt, tháp đĩa lỗ sẽ có khoảng làm việc đủ tốt. Thông thường tháp loại này có thể làm việc trong khoảng (50÷120)% năng suất thiết kế.

Đĩa loại van có mức độ linh hoạt cao hơn so với đĩa loại lỗ và có giá thành thấp hơn so với đĩa loại chóp.

4. Hiệu suất: Khi các loại đĩa trên làm việc trong khoảng làm việc thiết kế của chúng thì hiệu suất Murphree của các loại đĩa này thực tế xấp xỉ nhau và thực tế không có sự khác biệt giữa chúng về hiệu suất [Zuiderweg.F.J. et al (1960) First International Symposium on Distillation. Inst. Chem. Eng. London, 201. Comparion of fractionating devices].

5. Trở lực: Đây là thông số quan trọng cần phải được lưu ý khi thiết kế, đặc biệt khi tháp làm việc ở áp suất chân không. Trở lực của đĩa phụ thuộc vào thiết kế chi tiết của đĩa, nhưng nhìn chung đĩa lỗ có trở lực thấp nhất sau đó đến đĩa loại van, và đĩa loại chóp có trở lực cao nhất.

Nhìn tổng thể, đĩa loại lỗ có giá thành thấp nhất và hoạt động đủ tốt cho hầu hết các trường hợp thường gặp trong thực tế. Đĩa loại van cần phải được tính đến nếu như đĩa loại lỗ không đáp ứng được yêu cầu về tỉ số vận hành. Trong khi đó, đĩa loại chóp chỉ được sử dụng khi tốc độ pha hơi cần phải giữ ở mức độ rất thấp và mức chất lỏng ở trên đĩa phải luôn ổn định ở mọi tốc độ của dòng hơi.

Chi tiết hơn nữa về các chỉ tiêu dùng để đánh giá và so sánh các loại đĩa xem trong phần "So sánh các loại đĩa" và bảng 7.2.

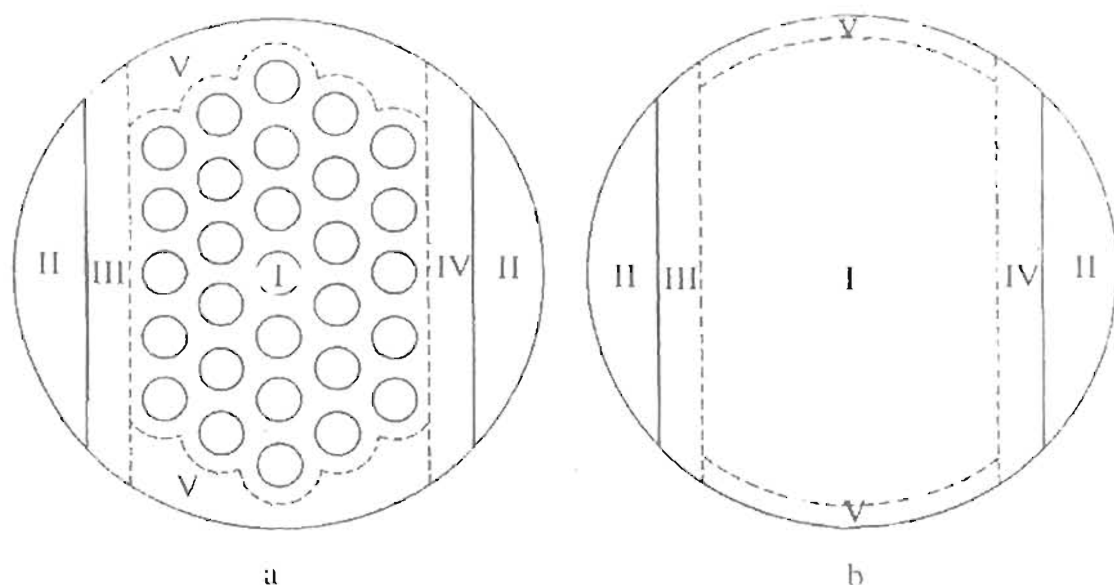
7.1.6. Bố trí mặt đĩa

Các đĩa loại chéo dòng (đĩa loại chóp, loại lỗ hay loại van) có phần bố trí mặt đĩa tương tự như nhau (Hình 7.5). Trên mỗi đĩa sẽ có các vùng sau đây:

- Vùng sục khí
- Vùng gân tăng cứng ngoại vi và giá đỡ
- Vùng tháo lỏng
- Vùng phân bố lỏng
- Vùng chảy truyền lỏng

Các vùng chảy truyền lỏng thường chiếm từ 10 đến 30% diện tích tiết diện ngang của đĩa. Đối với các kênh chảy truyền hình viên phân, chiều dài của ngưỡng chảy tràn lỏng thường nằm trong khoảng 60 ÷ 80% đường kính của tháp, và vì vậy vùng chảy truyền lỏng ở tại mỗi bên của đĩa sẽ chiếm khoảng từ 5 đến 15% diện tích tiết diện ngang của đĩa.

Phần diện tích đĩa do vùng phân bố lỏng và vùng tháo lỏng chiếm khoảng (5 – 20)% diện tích tiết diện ngang của đĩa. Đối với đại đa số các phương án thiết kế đĩa loại lỗ các vùng này thường được loại bỏ hoàn toàn.



Hình 7.5. Phân bố các vùng trên đĩa

a. Đĩa loại chóp; b. Đĩa loại lỗ và đĩa loại van

I Vùng sục khí; II. Vùng chảy truyền lỏng; III. Vùng phân bố;

IV. Vùng tháo lỏng; V. Vùng bỏ trống ở ngoại vi của đĩa.

Vùng gân tăng cứng ngoại vi của đĩa (vòng đĩa) thường rộng khoảng 20 – 50mm (1 – 2 in) và chiếm khoảng 2 – 5% diện tích tiết diện ngang của đĩa, và phần diện tích này sẽ giảm xuống khi đường kính tháp tăng lên.

Phần bỏ trống ở ngoại vi của đĩa sẽ xuất hiện trên đĩa loại chóp và là hậu quả của việc không có đủ chỗ để bố trí chóp ở khoảng này. Đối với các đĩa loại lỗ và loại van, khoảng trống này sẽ chiếm rất ít diện tích của đĩa do lỗ và van có thể bố trí rất gần với thân tháp.

Các giá trị điển hình về phần diện tích của đĩa dùng để chia nhỏ dòng khí và tạo bề mặt tiếp xúc giữa hai pha lỏng – khí (phần diện tích lỗ hoặc rãnh) trên các đĩa chéo dòng với kênh chảy truyền lỏng hình viên phân (kênh chiếm khoảng 25% diện tích tiết diện ngang của tháp) cho trong bảng 7.9.

Chóp và van thường được phân bố theo hình tam giác đều ở trên đĩa. Khoảng cách từ tâm đến tâm của chóp (hoặc của van) phải đủ lớn để tránh tối đa ảnh hưởng của dòng hơi của các chóp (hoặc của các van) liền kề.

Khối lượng của các van trên cùng một đĩa có thể thay đổi để có thể khống chế được diện tích tiết diện của các dòng tại các tải trọng hơi khác nhau.

Đường kính lỗ d_h trên đĩa loại lỗ nằm trong khoảng 1 – 25 mm (0,04 – 1in), nhưng phổ biến nhất là các đường kính lỗ ở trong khoảng 4 – 12 mm (0,16 – 0,8 in). Đường kính lỗ bé sẽ hạn chế được lượng lỏng cuốn theo dòng hơi, nhưng lại dễ bị tắc nghẽn. Đường kính lỗ bé có thể gây khó khăn cho việc đột dập các lỗ. Tuy nhiên, nếu vật liệu chế tạo đĩa là nhôm thì ngay cả đường kính lỗ 1 – 2 mm vẫn có thể chế tạo được bằng phương pháp đột dập (không cần sử dụng phương pháp khoan).

Khi phân bố lỗ trên đĩa theo hình tam giác đều, thì bước lỗ p thường nằm trong khoảng (2,5 – 4) lần đường kính lỗ d_h. Khi các lỗ được phân bố càng gần nhau thì lượng lỏng bị rò rỉ qua lỗ đĩa sẽ tăng lên, còn khi các lỗ được phân bố cách xa nhau thì trở lực của đĩa và lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi sẽ tăng lên do tốc độ của hơi trong lỗ tăng lên.

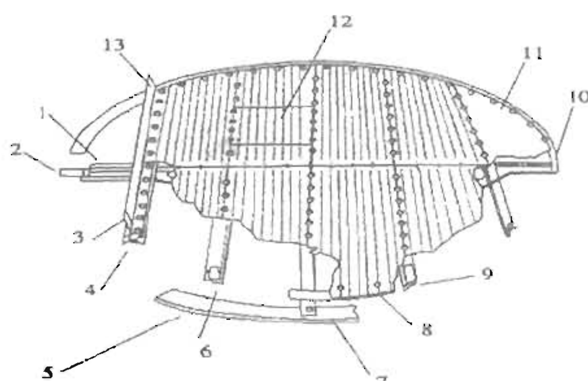
7.1.7. Cấu tạo cơ khí của đĩa

Dưới đây chủ yếu sẽ mô tả những đặc điểm chính về cấu tạo cơ khí của đĩa loại lỗ. Với các đĩa loại khác các phần kết cấu chính của đĩa cũng tương tự như đối với đĩa loại lỗ. Phần chi tiết về cấu tạo cho các loại đĩa chóp đang được sử dụng cũng như các dãy kích thước chuẩn của chóp có thể tham khảo trong sách của Smith (1963) và Ludwig (1979) [Smith B.D] (1963), Design of Equilibrium Stage Processes (McGraw–Hill) và Ludwig, E.E (1979), Applied Proceses Design for Chemical and Petrochemical Plant.Vol.2, 2nd edn (Gulf)]. Cho đĩa loại van, phần thiết kế chi tiết có thể tham khảo trong phần hướng dẫn của các nhà sản xuất Glitsch (1970) và Koch (1960).

Kết cấu của đĩa có hai loại chính thường được sử dụng: Các đĩa có đường kính lớn thường được cấu tạo từ các ô đĩa (băng đĩa) và được đỡ bằng các dầm đỡ. Đĩa có đường kính bé thường được lắp ráp cơ bản từng đĩa một ở ngoài sau đó được lắp đặt vào trong tháp.

7.1.7.1. Đĩa có cấu tạo kiểu ô đĩa

Sơ đồ đĩa loại này được thể hiện trên hình 7.6. Các ô đĩa được đặt trên vòng đỡ (vòng này được hàn xung quanh thân tháp) và tựa trên các dầm đỡ. Chiều rộng của dầm đỡ và vòng đỡ khoảng 50 mm. Khoảng cách giữa các dầm đỡ khoảng 0,6 m. Dầm đỡ thường được chế tạo bằng thép góc, thép chữ U, hoặc dập từ các tấm kim loại cứng. Ở đây các kết cấu đặc biệt được sử dụng để có thể ghép chặt các ô của đĩa chỉ từ một phía của đĩa. Một ô trên đĩa được thiết kế để có thể tháo ra được và sẽ đóng vai trò của cửa cho người vào lắp ráp và sửa chữa. Bằng cách này có thể giảm được số cửa người trên thân tháp và giảm được giá thành tháp.

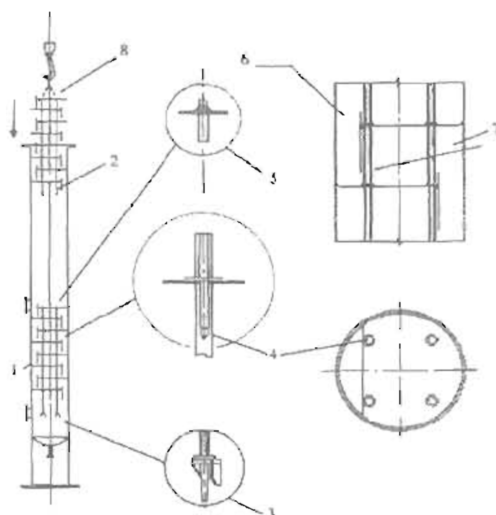


Hình 7.6. Kết cấu đĩa kiểu ô đĩa

1. Dầm đỡ chính; 2. Vị trí ghép chặt dầm chính vào thân tháp (có thể bắt bulông hoặc hàn); 3. Dầm đỡ đĩa; 4. Dầm phụ đỡ và định vị đĩa; 5. Vành phụ đỡ đĩa bằng thép hình L; 6. Dầm phụ đỡ và định vị đĩa; 7. Dầm đỡ phụ bằng thép góc; 8. Vành định vị ngoại vi; 9. Dầm phụ đỡ và định vị đĩa; 10. Vành đỡ đĩa; 11. Vùng ổn định dòng; 12. Cửa người; 13. Ngưỡng chảy tràn và kênh chảy truyền lỏng.

7.1.7.2. Đĩa tổ hợp (cụm đĩa)

Khi đường kính của đĩa nhỏ, không gian trong tháp không đủ cho người vào lắp ráp đĩa (khi đường kính tháp D_c < 1, 2 m), đĩa tổ hợp thường được sử dụng. Ở trường hợp này từng đĩa một được chế tạo hoàn chỉnh (gồm cả kênh chảy truyền) ở bên ngoài, sau đó được đưa vào tháp và gắn với đĩa trên và đĩa dưới bằng các thanh đỡ có ren hai đầu (bộ định khoảng cách) (Xem hình 7.7).



Hình 7.7. Cấu tạo đĩa tổ hợp (cụm đĩa)

1. Cụm gồm 8 đĩa chồng lên nhau; 2. Thanh định khoảng cách giữa các đĩa; 3. Giá đỡ kiểu công xôn có vặn ren; 4. Thanh đỡ có ren hai đầu; 5. Thanh định khoảng cách ở đĩa trên cùng; 6. Kênh chảy truyền lỏng; 7. Thanh định khoảng cách đĩa hình 6 cạnh; 8. Lắp cụm đĩa vào trong tháp.

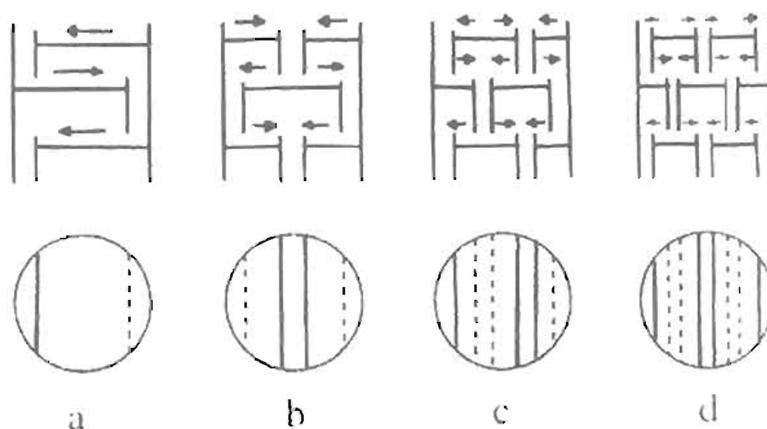
Cụm các đĩa (gồm khoảng 10 đĩa) được đặt vào trong thân của tháp. Thân tháp cao được chia thành một số đoạn và kết nối với nhau bằng mặt bích nhằm tạo điều kiện thuận lợi cho việc lắp ráp và tháo dỡ các cụm đĩa. Ngưỡng chảy tràn và giá đỡ kênh chảy truyền chất lỏng thường được tạo thành bằng cách gập các mép đĩa lại.

Các đĩa ở đây không được gắn chặt và kín vào thành tháp, như trong trường hợp đĩa loại chia ô, nên ở tại mép của đĩa đường đi của lỏng sẽ không được bịt kín hoàn toàn, vì vậy sẽ có một lượng nhỏ lỏng chảy xuống đĩa dưới. Trong một số thiết kế mép đĩa được gò quặt lên phía trên tạo gờ bao xung quanh đĩa để tạo sự tiếp xúc tốt hơn giữa đĩa và thân tháp. Kết cấu đĩa kiểu này sẽ gây khó khăn cho việc tháo đĩa để vệ sinh, sửa chữa và có thể làm hỏng đĩa khi tháo dỡ.

7.1.8. Kênh chảy truyền chất lỏng

Kênh chảy truyền chất lỏng dùng để dẫn chất lỏng từ đĩa trên xuống đĩa dưới. Chất lỏng đi vào kênh chảy truyền từ đĩa trên xuống đĩa dưới không phải là lỏng thuần túy mà là hỗn hợp của lỏng và khí. Phần lỏng chứa trong hỗn hợp này thường khoảng 20–30% thể tích. Do khác nhau về khối lượng riêng nên phần lớn khí được tách ra khỏi hỗn hợp lỏng–khí trong kênh chảy truyền và đi lên phía đĩa trên. Một lượng bọt khí nhất định vẫn còn lại trong lỏng sẽ đi cùng lỏng qua kênh chảy truyền vào đĩa phía dưới.

Kênh chảy truyền loại phẳng, thẳng đứng hình viên phân được dùng phổ biến nhất (hình 7.9). Phương án kênh chảy truyền này đơn giản, ít tốn kém và tạo điều kiện sử dụng hiệu quả diện tích của đĩa cho chảy truyền lỏng.



Hình 7.8. Sơ đồ chuyển động của dòng lỏng trên đĩa
a. Chuyển động đơn giản; b. Chuyển động hai chiều;
c. Chuyển động ba chiều; d. Chuyển động bốn chiều.

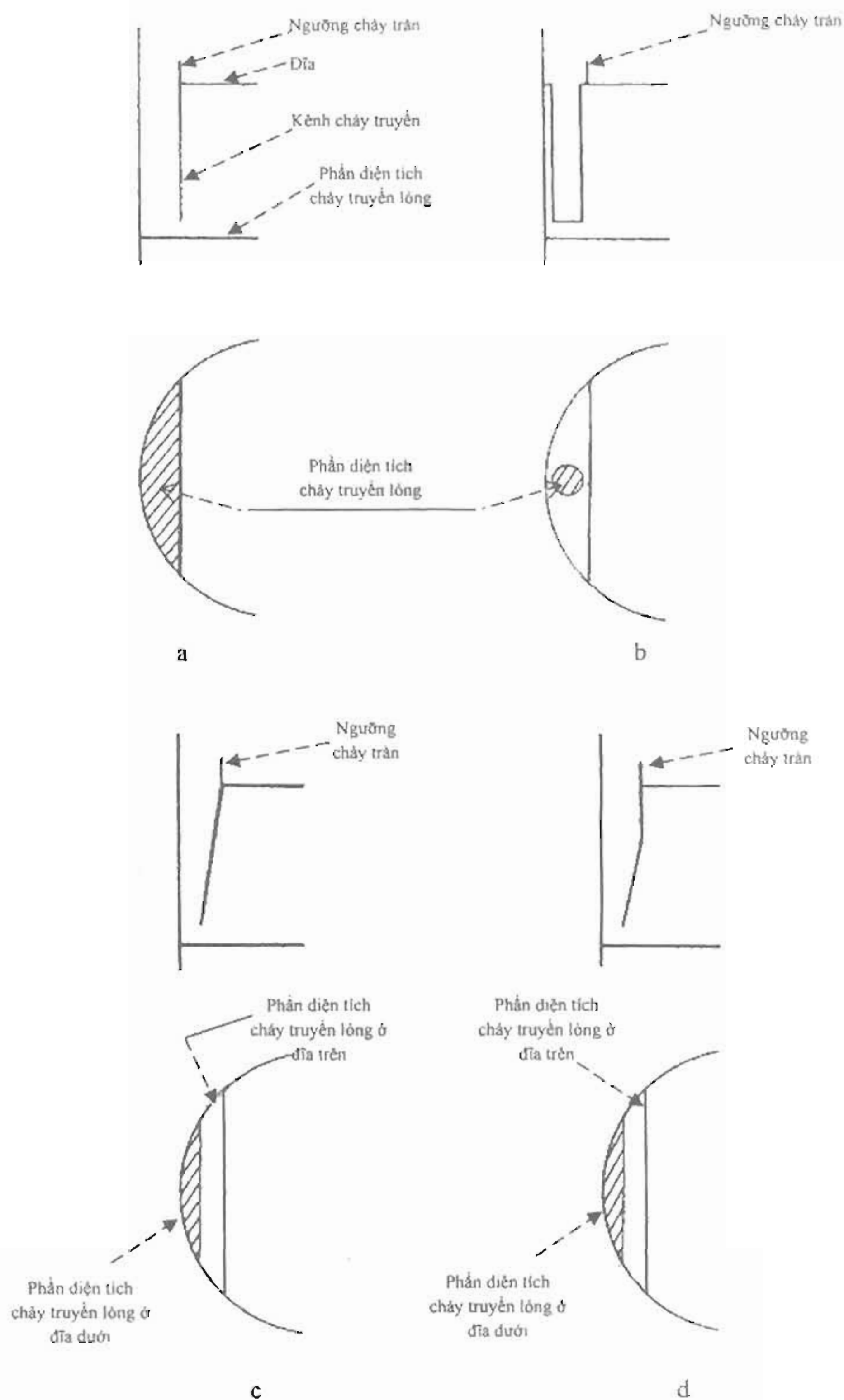
Chảy truyền chất lỏng theo phương án ống tròn (ống chảy truyền) (hình 7.9b) ít tốn kém hơn nhưng khả năng sử dụng diện tích của đĩa kém hiệu quả hơn và phương án này chỉ phù hợp khi lưu lượng dòng lỏng rất thấp.

Kênh chảy truyền kiểu tấm nghiêng tăng khả năng sử dụng diện tích đĩa cho chảy truyền dòng lỏng. Các kênh này tạo đủ diện tích và thể tích để tách khí ra khỏi hỗn hợp lỏng – khí ở khoảng phía trên của kênh chảy truyền. Các kênh này sẽ thắt dần lại ở phía dưới theo mức độ tách khí tăng dần ra khỏi hỗn hợp lỏng – khí và như vậy diện tích sục khí của đĩa phía dưới sẽ tăng lên.

Kênh chảy truyền tấm nghiêng sẽ đặc biệt có giá trị khi cần phải có diện tích chảy truyền lớn như trong trường hợp tải trọng lỏng cao, áp suất làm việc cao và cho các hệ tạo nhiều bọt.

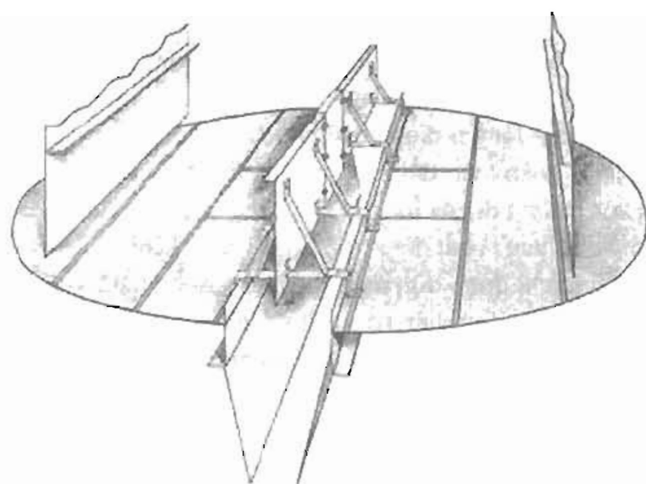
Cho kênh chảy truyền tấm nghiêng tỷ lệ giữa diện tích chảy truyền ở phía trên và diện tích chảy truyền lỏng ở phía dưới nằm trong khoảng 1,5 - 2,0.

Tấm chống tràn chất lỏng (hình 7.10) trong một số trường hợp được lắp đặt ở phía trên và ở giữa đĩa khi lỏng trên đĩa chuyển động nhiều chiều nhằm ngăn không cho lỏng tràn qua kênh chảy truyền chất lỏng sang phần đĩa phía bên kia. Nếu dòng lỏng tràn từ phần đĩa này sang phần đĩa kia sẽ làm cho lưu lượng ở một bên đĩa tăng lên và có thể dẫn đến khả năng làm xuất hiện sớm chế độ sặc của đĩa.



Hình 7.9. Một số kiểu kênh chảy truyền chất lỏng

a. Hình viên phân; b. Kiểu tròn (ống chảy truyền); c, d. Kiểu tấm nghiêng (phần gạch - gạch là phần diện tích đĩa dùng cho chảy truyền chất lỏng).

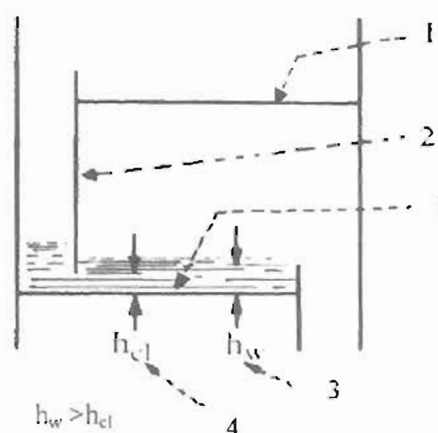


Hình 7.10. Tấm chống chảy tràn chất lỏng

Khoảng hở ở phía dưới kênh chảy truyền

Khi giảm chiều cao khoảng hở giữa mép dưới của kênh chảy truyền với mặt của đĩa dưới sẽ ngăn không cho khí đi ra khỏi đĩa dưới chui vào kênh chảy truyền và đi lên trên, và như vậy cũng sẽ ngăn không cho dòng khí cản trở lỏng chảy từ đĩa trên xuống đĩa dưới. Trong trường hợp nếu dòng khí đi vào được kênh chảy truyền, thì kênh này không kín đối với khí (không đóng được vai trò van thủy lực).

Thực tế thiết kế cho thấy: khoảng hở giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa thường chọn thấp hơn ngưỡng chảy tràn 13 mm (0,5 in) (Hình 7.11) để đảm bảo kênh chảy truyền luôn ngập trong lỏng [Davies và Gordon, Petro/Chem. Eng, p.250 (November 1961)]. Số liệu trên đã đo được ở chế độ lớp bọt và chế độ nhũ tương của đĩa (khi lỏng là pha liên tục ở trên đĩa), nhưng ở chế độ phun tia của đĩa, khi pha khí là pha liên tục ở trên đĩa, thì số liệu trên đã không còn phù hợp và kênh chảy truyền lỏng đã không còn ngập trong lỏng. Số liệu thực tế trên cũng không nhất thiết phải áp dụng cho trường hợp tải trọng lỏng cao (khi đó chiều cao phần bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn đủ để ngăn không cho khí đi từ đĩa dưới qua kênh chảy truyền lên đĩa trên).



Hình 7.11. Kinh nghiệm thiết kế kênh chảy truyền chất lỏng

1. Đĩa; 2. Kênh chảy truyền; 3. Chiều cao ngưỡng chảy tràn; 4. Khoảng cách (khoảng hở) giữa kênh chảy truyền và mặt đĩa.

Nhìn chung khoảng hở ở phía dưới kênh chảy truyền khi đĩa làm việc ở chế độ nhũ tương có thể lớn hơn so với các số liệu thực tế ở trên.

Trong một số trường hợp lắp thêm ngưỡng chảy tràn về phía lỏng đi vào đĩa cũng góp phần làm kín khí cho kênh chảy truyền và vì vậy khoảng hở phía dưới kênh chảy truyền và mặt đĩa có thể mở rộng hơn. [Kister H.Z; Distillation Operation, New York, 1990].

7.1.9. Số đường đi của lỏng trên đĩa

Để giảm tải trọng của đĩa theo pha lỏng Q_L, số đường đi của lỏng trên đĩa Np có thể bằng hai hoặc nhiều hơn (hình 7.8). Mỗi đường đi của lỏng khi đó sẽ chịu tải trọng lỏng bằng 1/Np tải trọng lỏng của toàn đĩa. Chiều đường đi của lỏng ở đĩa sau sẽ ngược lại với chiều đường đi của lỏng ở đĩa trước. Đĩa có hai đường đi của lỏng hoàn toàn đối xứng và hai dòng lỏng sẽ trộn lại với nhau ở kênh chảy truyền ở tâm đĩa. Đĩa có bốn đường đi của lỏng sẽ đối xứng dọc theo đường qua tâm đĩa, nhưng đường đi bên thành tháp và đường đi ở tâm là bất đối xứng. Ngoài ra, ở kênh chảy truyền ở tâm và ở kênh chảy truyền lệch tâm, các dòng lỏng chỉ được trộn một phần, vì vậy mức độ không đồng đều trong phân bố lỏng ở trên đĩa có thể lan rộng hơn. Sự phân bố không đồng đều của dòng lỏng có thể là nguyên nhân chính làm giảm hiệu suất và năng suất của đĩa có bốn đường đi của lỏng. Đĩa có ba đường đi của lỏng thậm chí còn thiên hẳn về sự phân bố không đồng đều của dòng lỏng do đĩa này có kết cấu hoàn toàn bất đối xứng. Đại đa số các nhà thiết kế đều tránh đĩa có ba đường đi của lỏng, và khi có nhu cầu cần thiết họ đều chuyển từ đĩa có hai đường đi của lỏng sang thẳng đĩa có bốn đường đi của lỏng. Những kinh nghiệm thực tế hữu ích về cân bằng các dòng lỏng và dòng hơi trên đĩa, cũng như để tránh sự phân bố không đều của các dòng trên các đĩa nhiều đường đi của lỏng đã được Pilling tổng kết [Chemical Eng. Progr; p.22 (June 2005)], Bolles [AIChE J; 22(1), p.153 (1976)] và Kister [Distillation Operation, McGraw–Hill, New York, 1990].

Thực tế thiết kế cho thấy nên giảm đến mức tối đa số đường đi của lỏng ở trên đĩa và chỉ sử dụng đĩa có nhiều đường đi của lỏng khi tải trọng lỏng của đĩa vượt quá 100 – 140 $m^3/(h.m)$ tính theo chiều dài của ngưỡng chảy tràn ở cửa ra của đĩa [Davies and Gordon, Petro/chem. Eng. P.228 (December 1961)].

Các tháp có đường kính nhỏ D_C < 1,5 m thường chỉ sử dụng đĩa có một đường đi của lỏng. Tháp có đường kính D_C = 1,5 – 3,0 m thường chỉ sử dụng đĩa có hai đường đi của lỏng. Đĩa có bốn đường đi của lỏng thông thường được sử dụng khi tải trọng lỏng của tháp cao và khi tháp có đường kính D_C > 5 m (16ft).

7.1.10. Khoảng cách giữa các đĩa

Khi khoảng cách giữa các đĩa kế tiếp nhau tăng lên thì năng suất của tháp có thể tăng lên và vì vậy đường kính của tháp có thể giảm xuống. Tuy nhiên khi đó chiều cao của tháp sẽ tăng lên. Như vậy về nguyên tắc để chọn được khoảng cách giữa các đĩa tối ưu nhất cần phải dựa vào các tính toán hiệu quả kinh tế. Tuy nhiên, các tính toán cụ thể cho thấy khoảng cách giữa các đĩa ít ảnh hưởng đến các chỉ tiêu kinh tế của tháp, vì vậy khoảng cách giữa các đĩa thường được chọn trong một khoảng thích hợp.

Các tháp có đường kính D_C > 1,5 m (5ft) thì khoảng cách tiêu biểu giữa các đĩa là 600 mm (24 in). Đây là khoảng cách cho phép công nhân có thể di chuyển giữa các đĩa khi sửa chữa.

Các tháp có đường kính rất lớn D_C > 6 m (20 ft) thì khoảng cách giữa các đĩa thường được chọn là 750 mm (30 in).

Với các tháp trong công nghiệp hóa chất (khác các tháp trong công nghiệp hóa dầu, lọc dầu và các nhà máy khí) thì khoảng cách 450 mm (18 in) giữa các đĩa là phổ biến nhất.

Đối với các tháp có đường kính Dc < 1,5 m (5 ft), thành tháp ở phía đối diện có thể với tới được từ cửa người, vì vậy không cần phải chui vào trong tháp để sửa chữa và trong trường hợp này nếu tháp càng cao, khi chiều dày thân tháp nhỏ thì càng khó định vị tháp. Chính vì vậy, ở trường hợp này thường ưu tiên chọn khoảng cách giữa các đĩa nhỏ hơn (điển hình từ 380 đến 450 mm (15 – 18 in)).

Cho các tháp làm việc ở điều kiện thâm lạnh (điều kiện cryogen), do toàn bộ tháp phải được bảo ôn, nên để giảm đến mức tối đa kích thước vỏ bảo ôn, khoảng cách giữa các đĩa thường chọn rất nhỏ: từ 150 đến 200 mm (6 – 8 in).

Thông tin chi tiết hơn về chọn khoảng cách giữa các đĩa xem trong tài liệu tham khảo [Kister H.Z. Distillation Operation, McGraw–Hill, New York, 1990] và [Mukherjee, Chem. Eng. p.53 (September 2005)].

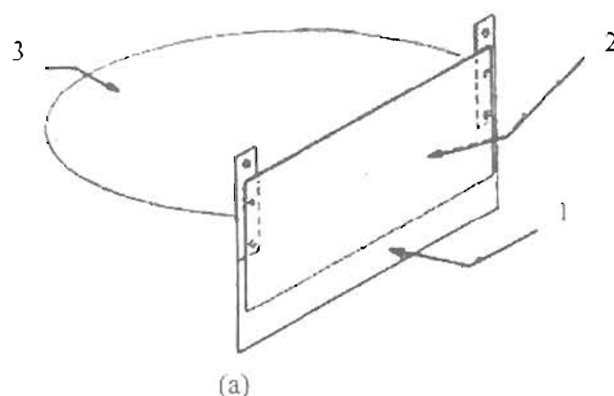
7.1.11. Ngưỡng chảy tràn về phía cửa lỏng ra khỏi đĩa

Ngưỡng chảy tràn về phía lỏng ra khỏi đĩa có nhiệm vụ duy trì mức chất lỏng trên đĩa đủ để đảm bảo sự tiếp xúc hiệu quả giữa hai pha lỏng – khí nhưng không làm tăng quá mức trở lực của đĩa, không làm cho chất lỏng trong kênh chảy truyền chảy ngược lại lên đĩa trên và không làm cho sự hoạt động của đĩa vượt ra khỏi giới hạn làm việc.

Chiều cao của ngưỡng chảy tràn ở phía cửa ra của lỏng thường nằm trong khoảng 40 – 80 mm (1,5 – 3 in). Trong khoảng này, chiều cao của ngưỡng chảy tràn lỏng ít ảnh hưởng đến hiệu suất chưng cất [Van Winkle, Distillation, McGraw–Hill, New York, 1967; Kreis and Raab, IChemE. Symp. Ser. 56, p.32/63 (1979)]. Trong các quá trình, khi cần thời gian lưu lớn (ví dụ, trường hợp phản ứng hóa học, hấp thụ, nhả khí) thì chiều cao ngưỡng chảy tràn lỏng tăng sẽ làm hiệu suất tăng và khi đó ngưỡng chảy tràn thường có chiều cao trong khoảng 80 – 100 mm (3 – 4 in) [Lockett, Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University Press, Cambridge, England, 1986].

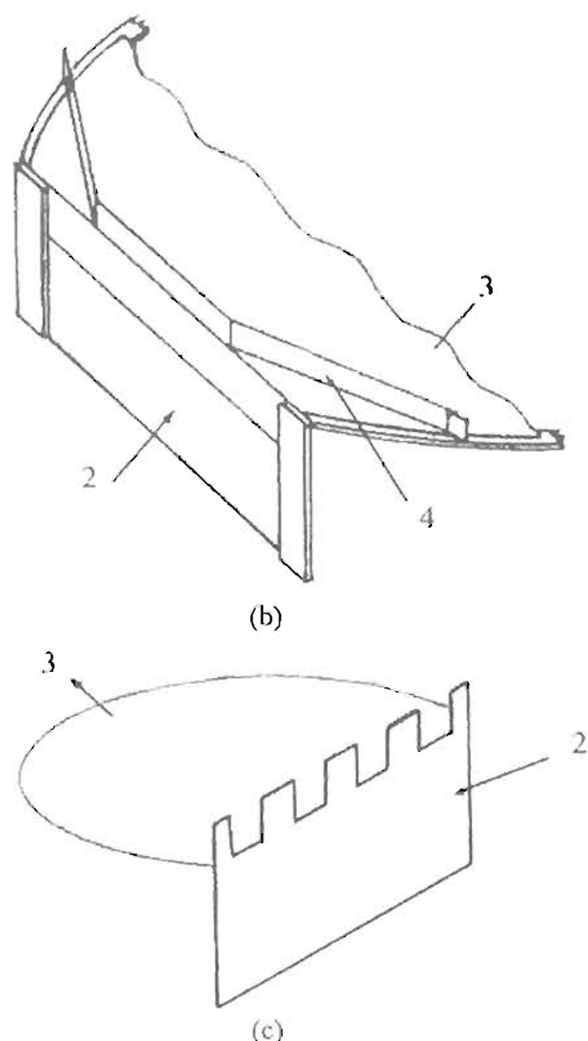
Ngưỡng chảy tràn kiểu ghép điều chỉnh được chiều cao (hình 7.12a) được sử dụng để tạo sự linh hoạt trong việc điều chỉnh chiều cao ngưỡng chảy tràn. Ngưỡng chảy tràn kiểu này thường ít thông dụng cho các loại đĩa truyền thống, nhưng được sử dụng cho một số kiểu đĩa độc quyền.

Ngưỡng chảy tràn kiểu bẻ quặt ra phía sau (hình 7.12b) được sử dụng để tăng chiều dài hiệu quả của ngưỡng chảy tràn ở phía thành tháp, hoặc để giúp cân bằng các dòng lỏng trên các đĩa có nhiều đường đi bất đối xứng của lỏng, hoặc (và) để giảm bớt tải trọng lỏng của đĩa. Ngưỡng chảy tràn kiểu hàng rào được sử dụng để làm giảm chiều dài hiệu quả của ngưỡng chảy tràn, hoặc để giúp cân bằng các dòng lỏng trên các đĩa có nhiều đường đi của lỏng. Ngưỡng chảy tràn kiểu trên thường được sử dụng ở tâm đĩa hoặc ở các vị trí lệch tâm của đĩa, hoặc để tăng tải trọng lỏng của đĩa, hoặc để tránh hiện tượng đĩa bị khô khi tải trọng lỏng trên đĩa nhỏ. Để ngưỡng chảy tràn kiểu hàng rào làm việc hiệu quả, thì hàng rào phải cao và chiều cao điển hình của hàng rào nằm trong khoảng 300 – 400 mm (12 – 16 in) tính từ mép trên của ngưỡng. Những thông tin chi tiết về ngưỡng chảy tràn kiểu hàng rào xem trong tài liệu tham khảo [Summers and Sloley, Hydroc. Proc. p.67 January 2007].



Hình 7.12. Một số loại ngưỡng chảy tràn lỏng

a. Kiểu ghép di động



Hình 7.12. (tiếp theo)
b. Kiểu bẻ quặt ra phía sau; c. Kiểu hàng rào
1. Tấm ghép phẳng di động; 2. Tấm phẳng tạo kênh chảy truyền;
3. Đĩa; 4. Ngưỡng chảy tràn kiểu bẻ quặt ra phía sau.

7.1.12. Kích thước lỗ

Khi kích thước của lỗ ở trên đĩa giảm xuống sẽ tạo điều kiện tăng nhẹ năng suất của tháp (năng suất bị giới hạn bởi điều kiện đĩa bị sặc (ngập)). Khi đường kính của lỗ giảm từ 13 mm xuống 5 mm trong khi tổng diện tích của lỗ trên đĩa không đổi thì năng suất của đĩa sẽ tăng từ 3 đến 8%. Mức độ tăng sẽ lớn hơn cho trường hợp tải trọng lỏng của đĩa thấp.

Ở chế độ phun tia, đường kính của lỗ nhỏ sẽ làm giảm lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí và sẽ tăng cường năng suất của đĩa (Q_L < 20 m^3/h.m của ngưỡng chảy tràn).

Trong khi đó, đường kính của lỗ lại ít ảnh hưởng đến trở lực, hiệu suất và khoảng làm việc của đĩa. Mặt khác, khi đường kính của lỗ giảm xuống, xu thế tắc lỗ trên đĩa sẽ tăng lên. Ngoài ra, khi lỗ trên đĩa càng nhỏ thì khả năng ăn mòn đĩa cũng sẽ tăng lên. Trong khi lỗ có đường kính 5mm (3/16 in) sẽ dễ dàng bị tắc do cặn bẩn và cặn gỉ thì lỗ có đường kính 13 mm (1/2 in) lại hoàn toàn chắc chắn khi làm

việc. Chính vì vậy, kích thước này của lỗ được sử dụng thường xuyên. Đường kính lỗ bé chỉ được sử dụng khi trong hệ không có cặn bẩn và các chi tiết không bị ăn mòn.

Đường kính lỗ nhỏ hơn 5 mm thường tránh sử dụng vì chế tạo đĩa với đường kính lỗ nhỏ hơn 5 mm phải dùng kỹ thuật khoan, trong khi đĩa có đường kính lỗ lớn hơn có thể chế tạo bằng phương pháp dập rẻ tiền hơn.

Cho các hệ có độ cặn bẩn cao, lỗ có đường kính từ 19 đến 25 mm (3/4 – 1 in) được ưu tiên sử dụng.

Cho loại đĩa van cố định các nhận xét trình bày trên đây cho đĩa lỗ hoàn toàn có thể áp dụng được. Các van có kích thước nhỏ có thể giúp tăng nhẹ năng suất, nhưng khả năng tắc nghẽn van cũng sẽ lớn hơn nhiều so với các van có kích thước lớn.

Các van tròn chuyển động thường có đường kính lỗ 39 mm($1^{17}/_{32}$ in). Chiều cao mở của van thường nằm trong khoảng 8 – 10 mm (0,3 – 0,4 in).

Trong những năm gần đây, các van nhỏ cố định và chuyển động có xu thế được áp dụng rộng rãi hơn. Như đã trình bày ở trên, các loại van nhỏ cho năng suất cao hơn không nhiều, nhưng lại có xu hướng tắc nghẽn cao.

7.1.13. Phần diện tích lỗ ở trên đĩa

Cho các đĩa lỗ và đĩa van cố định điển hình, phần diện tích do các lỗ chiếm trên đĩa nằm trong khoảng 8–12% diện tích vùng sục khí của đĩa. Khi phần diện tích của lỗ trên đĩa giảm xuống sẽ làm giảm năng suất của đĩa (vì khoảng làm việc của đĩa bị giới giạn bởi lượng lỏng cuốn theo dòng hơi), hoặc làm cho kênh chảy truyền chất lỏng bị sặc (ngập), hoặc làm tăng trở lực của đĩa. Khi phần diện tích lỗ vượt quá 12% diện tích sục khí của đĩa, thì năng suất của đĩa sẽ tăng lên nhưng không đáng kể. Trong khi đó lượng lỏng chui qua lỗ sẽ tăng lên và khi tải trọng lỏng lớn, lỏng có thể chảy qua lỗ thành từng dòng.

Cho đĩa loại van chuyển động, diện tích lỗ do van mở ra điển hình nằm trong khoảng 14–15% diện tích sục khí. Diện tích này có thể được chọn cao hơn do đĩa loại van có khoảng làm việc rộng.

Đĩa loại van có thể có lỗ mỏng hoặc lỗ kiểu trơn (kiểu ống ventury). Đĩa van có lỗ kiểu ống Ventury có trở lực của đĩa khô bằng khoảng 1/2 trở lực của đĩa van loại lỗ mỏng, nhưng lại có xu thế để rò rỉ lỏng hoặc khả năng lỏng chảy thành dòng qua lỗ van tăng lên. Đĩa van loại lỗ mỏng trong thực tế luôn được ưu tiên sử dụng.

7.1.14. Cân bằng các đường đi của dòng lỏng trên đĩa

Trong thực tế thường sử dụng hai phương pháp cân bằng: 1 – Cân bằng diện tích sục khí và 2 – Cân bằng đường đi của các dòng lỏng.

Cân bằng diện tích sục khí có nghĩa là diện tích sục khí theo mỗi đường đi của lỏng (diện tích của từng ô đĩa) là phải bằng nhau và số lỗ trên các diện tích này cũng phải bằng nhau. Ở đĩa có bốn đường đi của lỏng, dòng khí đi qua từng ô đĩa sẽ bằng 1/4 dòng khí tổng cộng. Để đảm bảo tỷ số dòng lỏng trên dòng khí L/G cho từng ô đĩa như nhau, dòng lỏng cũng phải được chia đều cho các ô đĩa. Do

ngưỡng chảy tràn ở tâm đĩa dài hơn ngưỡng chảy tràn ở phía cạnh đĩa nên lỏng có xu thế chảy về ngưỡng chảy tràn ở tâm đĩa nhiều hơn. Để cân bằng, ngưỡng chảy tràn ở cạnh đĩa cần được kéo dài bằng cách bẻ quặt lại (hình 7.12b), còn ngưỡng chảy tràn ở tâm cần phải rút ngắn lại bằng cách sử dụng ngưỡng chảy tràn kiểu hàng rào (hình 7.12c).

Phương pháp cân bằng thứ hai (cân bằng chiều dài đường đi của dòng lỏng) cho phép tạo ra diện tích sục khí và diện tích đục lỗ ở ô đĩa trung tâm lớn hơn so với các ô đĩa ở ngoại vi của đĩa (hình 7.8d). Để cân bằng tỷ số L/G thì dòng lỏng đi ra ngoại vi của đĩa phải nhỏ hơn so với dòng lỏng đi ở vùng trung tâm của đĩa. Điều này sẽ dễ dàng thực hiện được vì ngưỡng chảy tràn ở trung tâm đĩa đương nhiên đã dài hơn ngưỡng chảy tràn lỏng ở vùng ngoại vi của đĩa. Theo phương pháp cân bằng này thường không cần phải sử dụng ngưỡng chảy tràn kiểu bẻ quặt ra phía sau mà chỉ cần ngưỡng chảy tràn kiểu hàng rào đặt ở tâm đĩa với số rãnh xẻ tối thiểu.

Các ngăn đĩa loại cân bằng theo đường đi của dòng sẽ dễ chế tạo và rẻ hơn so với đĩa cân bằng theo nguyên tắc diện tích sục khí. Trong khi đó, đĩa cân bằng theo diện tích sục khí lại có ưu điểm về mức độ tin cậy và chắc chắn trong làm việc của đĩa do việc chia đều các dòng lỏng được thực hiện tương đối dễ dàng .

Hai phương pháp cân bằng trên đều được áp dụng trong thực tế và các đĩa sẽ làm việc tốt nếu như phần thiết kế đĩa được thực hiện tốt. Những thông tin chi tiết hơn về cân bằng đường đi của các dòng lỏng trên đĩa có thể xem trong các tài liệu tham khảo [Pilling, Chem.Eng.Prog. p.22.(June 2005) và Jaguste and Kelkar, Hydroc.Proc, p.55(March 2006)].

7.1.15. Chiều dày của đĩa

Chiều dày của đĩa chóp và đĩa lỗ phụ thuộc vào các yếu tố thiết kế cơ học của đĩa và nhìn chung rất ít ảnh hưởng đến trở lực của đĩa. Tuy nhiên, đối với đĩa loại lỗ, do đĩa là một bộ phận không thể tách rời được của hệ thống sục khí nên chiều dày của đĩa có ảnh hưởng quan trọng đến hiệu suất làm việc của đĩa.

Đối với các đĩa loại lỗ, chiều dày của đĩa thường nằm trong dãy chuẩn từ 10 đến 14 của Mỹ (the 10 to 14 U.S Standard Gauge Range) và có chiều dày từ 3,58 đến 1,98 mm (0,141 đến 0,078 in). Từ độ cứng của kim loại, kích thước của khuôn và các giới hạn về kích thước của lỗ trên đĩa (các lý do kỹ thuật) có thể đưa ra tiêu chuẩn chọn độ dày của đĩa như sau:

$$0{,}4 < \frac{\text{Chiều dày của đĩa } t_t}{\text{Đường kính của lỗ } d_h} < 0{,}7$$

7.1.16. Các giải pháp tăng năng suất của đĩa

Năng suất của các đĩa thông thường có thể tăng lên được bằng cách lắp đặt thêm trên đĩa một hoặc một vài chi tiết tăng cường năng suất (sẽ mô tả sau đây). Những chi tiết này sẽ làm tăng không những năng suất mà cũng sẽ làm tăng mức độ phức tạp và giá thành của đĩa. Những chi tiết này có ảnh hưởng khác nhau đến hiệu suất, khoảng làm việc, khả năng gây tắc nghẽn, trở lực và sự ổn định trong hoạt động của đĩa.

7.1.16.1. Kênh chảy truyền kiểu cắt cụt và đẩy lỏng về phía trước

Kênh chảy truyền loại này được sử dụng trên các đĩa của các hãng Nye™, Maxfrac™ (Hình 7.13a), Triton™ và MVGT™. Trên các đĩa loại này, kênh chảy truyền lỏng từ đĩa trên xuống đĩa dưới thường kết thúc ở khoảng cách 100 – 150mm (4 – 6 in) cách mặt đĩa dưới. Khi đó, lỏng trong kênh chảy truyền sẽ đi qua các lỗ hoặc các rãnh hướng xuống phía dưới hoặc hướng theo chiều dòng lỏng trên đĩa. Phần mặt đĩa ngay phía dưới kênh chảy truyền được gắn các van cố định hoặc khoan các lỗ phụ. Lượng khí đi qua vùng này chiếm khoảng 10 – 20% tổng lượng khí đi qua đĩa và sẽ có hướng đi ngang mặt đĩa theo chiều chuyển động của dòng lỏng, do khi khí đập vào mặt đáy của kênh chảy truyền lỏng sẽ bị đổi hướng. Khi dòng khí chuyển động ngang sẽ đẩy các giọt lỏng về phía khu vực thành tháp ở phía trước và ở phía trên ngưỡng chảy tràn ở cửa ra của lỏng trên đĩa. Thành tháp sẽ giữ lượng lỏng này lại và hướng nó chuyển động xuống kênh chảy truyền và khi đó lượng khí lẫn trong lỏng sẽ được tách ra.

Trên các đĩa có nhiều đường đi của lỏng thường lắp đặt thêm các tấm chắn để chống tràn lỏng có chiều cao phổ biến ≥ 300 mm (Hình 7.10). Các tấm chắn này được đặt ở phía trên ngưỡng chảy tràn trung tâm và ngưỡng chảy tràn lệch tâm để giữ lỏng và ngăn không cho lỏng tràn từ ô đĩa này sang ô đĩa kia. Các đặc điểm khác của đĩa có nhiều đường đi của lỏng cũng giống như các đĩa thông thường. Trên mặt các đĩa có thể có các van cố định, van chuyển động hoặc khoan các lỗ (đĩa lỗ).

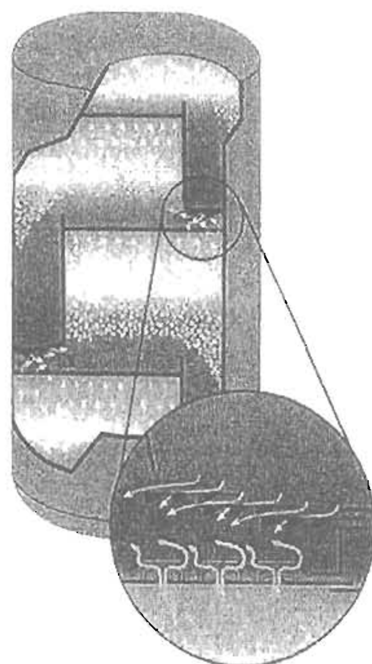
Các đĩa thuộc họ đĩa trên thường là các đĩa có bản quyền, được sử dụng rất rộng rãi và đạt được các kết quả rất to lớn trong hai, ba chục năm gần đây. So với các đĩa thông thường tương đương, các đĩa có ống chảy truyền kiểu cắt cụt và đẩy lỏng về phía trước có năng suất theo khí tăng khoảng 8 – 12% trong khi hiệu suất đĩa vẫn được giữ nguyên.

7.1.16.2. Kênh chảy truyền kiểu tấm nghiêng

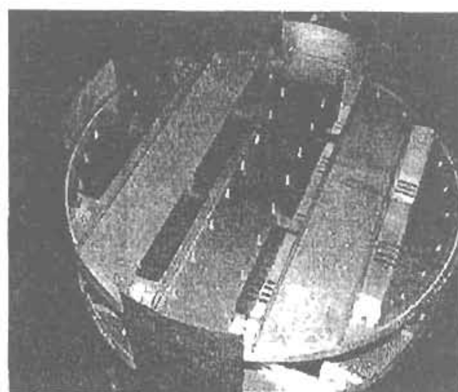
Sử dụng kênh chảy truyền nghiêng từ đỉnh đến đáy kênh sẽ cho phép tăng diện tích sục khí và vì vậy năng suất theo khí của đĩa cũng sẽ tăng lên. Khi tỉ số giữa diện tích ở phần trên và diện tích ở phần dưới của kênh chảy truyền không quá lớn thì độ nghiêng của kênh chảy truyền sẽ không làm giảm năng suất chảy truyền lỏng của kênh. Giới hạn dòng có thể làm ngập (sặc) kênh chảy truyền ở đây sẽ không tồn tại vì ở phần dưới của kênh chảy truyền, hàm lượng khí chứa trong lỏng sẽ nhỏ hơn nhiều so với phần ở trên của kênh chảy truyền. Tuy nhiên, kênh chảy truyền kiểu nghiêng sẽ làm cho chiều rộng của kênh chảy truyền ở phần phía dưới ngắn lại và sẽ gây khó khăn cho việc phân bố đồng đều dòng lỏng ở đĩa dưới. Để có thể sử dụng hiệu quả kênh chảy truyền loại tấm nghiêng, trên một số loại đĩa có gắn thêm bộ phận có cấu tạo đặc biệt để thay đổi hình dạng của kênh chảy truyền từ hình viên phân sang hình bán cung hoặc dạng đa dây cung (hình 7.13b).

Loại kênh chảy truyền tấm nghiêng có tỷ số diện tích phần phía trên so với diện tích phần phía dưới của kênh chảy truyền cao thường được kết hợp với cơ cấu đẩy lỏng về phía trước bằng cách sử dụng các bộ phận tạo bọt khí và các van cố định hoặc các van chuyển động có định hướng. Trong một số trường hợp các tấm chắn định hướng có thể sẽ được sử dụng (Ví dụ: trên các đĩa Superfrac™ (hình 7.13b) và các đĩa IV và V – Grid Plus™).

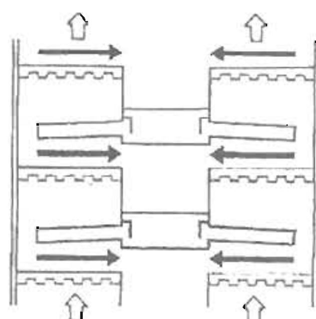
Các đĩa có diện tích ở cửa vào của kênh chảy truyền lớn có thể tăng năng suất điển hình trong khoảng 15 – 20% so với các đĩa thông thường tương đương với hiệu suất đĩa hoàn toàn tương đương nhau. Các đĩa loại trên thường là các đĩa có bản quyền và các đĩa này đã làm việc rất hiệu quả từ khoảng chục năm nay.



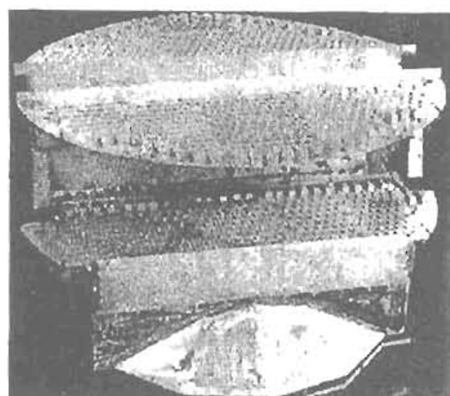
(a)



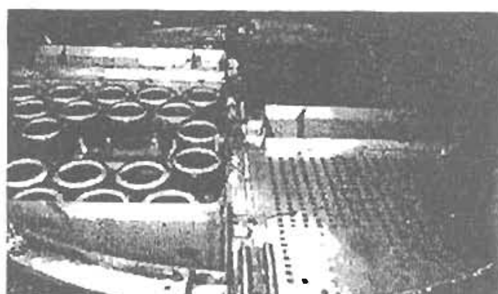
(c)



(d)



(b)



(e)

Hình 7.13. Các giải pháp tăng cường năng suất của đĩa

a. Kênh chảy truyền kiểu cắt cụt và đẩy lỏng về phía trước (đĩa kiểu Maxfrac™)

b. Kênh chảy truyền kiểu tấm nghiêng (đĩa kiểu Superfrac™ loại hai đường lỏng)

c. Đĩa có lắp nhiều kênh chảy truyền kiểu cắt cụt (đĩa kiểu MD™ loại bốn kênh chảy truyền lỏng – mặt đĩa đục lỗ - ảnh nhìn từ trên xuống)

d. Đĩa hướng kính Slit™ – phương án A. Trên hình vẽ thể hiện các ống phân phối lỏng

e. Đĩa tách lỏng bằng lực ly tâm (đĩa kiểu ConSep™):

Phía bên phải của hình vẽ thể hiện băng đĩa có đục lỗ. Ở phần bên trái đĩa, khoang đĩa đục lỗ đã được tháo dỡ để có thể thấy các xyclon tiếp xúc dùng để tách lỏng ra khỏi dòng khi đi từ đĩa dưới lên.

7.1.16.3. Đĩa có lắp nhiều kênh chảy truyền được cắt cụt

Kênh chảy truyền loại này được lắp trên các đĩa MD™ (hình 7.13c) và HiFi™. Khi có nhiều kênh chảy truyền trên đĩa sẽ làm tăng chiều dài ngưỡng chảy tràn và sẽ đẩy năng suất của đĩa lên tới giới hạn trên về năng suất của đĩa: 20 – 30 m^3/(h.m) tính theo chiều dài ngưỡng chảy tràn ở cửa ra của lỏng (2 – 3 gpm/in chiều dài ngưỡng chảy tràn) (hình 7.17).

Kênh chảy truyền loại cắt cụt thường được kéo xuống đến độ cao khoảng giữa hai đĩa và lỏng từ kênh chảy truyền được xả xuống đĩa dưới qua lỗ hoặc rãnh của đáy kênh chảy truyền. Phần diện tích của đĩa ở ngay phía dưới kênh chảy truyền được đục lỗ hoặc lắp van và ở đây có đủ chiều cao mở nằm giữa mặt đĩa và đáy của kênh chảy truyền để phần diện tích đục lỗ hoặc lắp van này làm việc hiệu quả và tăng cường được diện tích sục khí của đĩa.

Các đĩa thuộc họ này đều có bản quyền và đã hoạt động đạt được nhiều kết quả trong khoảng bốn chục năm qua. Các đĩa thuộc loại này đặc biệt có ưu thế khi tải trọng lỏng cao và khi đó, các giải pháp làm giảm tải trọng của ngưỡng chảy tràn sẽ cho phép tăng đáng kể năng suất của đĩa. So sánh với các đĩa thông thường, các đĩa loại này có năng suất cao hơn từ 20 đến 30% nhưng hiệu suất lại bị giảm. Thông thường hiệu suất giảm khoảng 10 – 20% do đường đi của lỏng bị giảm nhiều. Khi sử dụng các đĩa loại này, để duy trì mức độ tách cần thiết, cần phải tăng số đĩa (và khi đó thường cần phải giảm khoảng cách giữa các đĩa) hoặc phải tăng chỉ số hồi lưu, và vì vậy phải tăng lưu lượng dòng hơi bằng cách tăng công suất của thiết bị đun bay hơi ở đáy tháp. Khi tăng chỉ số hồi lưu thì thực chất đã làm giảm năng suất của tháp và so với các đĩa thông thường năng suất chỉ còn tăng khoảng 10 – 20%. Trong một vài phương án thiết kế khác của các loại đĩa trên, các rãnh hướng và dẫn chất lỏng về phía trước cùng với các tấm chống tràn lỏng có thể được lắp thêm và khi đó năng suất có thể tăng thêm khoảng 10%.

7.1.16.4. Đĩa hướng kính

Đây là các đĩa loại Slit™ và trên các đĩa này, lỏng đều chuyển động hướng về tâm. Theo phương án A – phương án hiệu suất cực đại đĩa loại này (hình 7.13d), trên đĩa có lắp nhiều bộ phân phối lỏng dùng để dẫn lỏng từ kênh chảy truyền trong tâm ra phía ngoại vi của đĩa và sau đó dòng lỏng chảy trên đĩa từ phía ngoại vi vào tâm của đĩa.

Theo phương án B – Phương án năng suất cực đại, trên đĩa có lắp các kênh chảy truyền trung tâm và các kênh chảy truyền ngoại vi. Theo phương án này, nếu ở đĩa trên chất lỏng chuyển động từ tâm ra ngoại vi thì ở đĩa dưới kế cận, lỏng lại chuyển động từ ngoại vi vào tâm đĩa. Khoảng cách giữa các đĩa theo phương án này thường nhỏ (điển hình khoảng 200 – 250 mm (8 – 10 in)) và trên đĩa thường lắp van cố định loại nhỏ. Đĩa Slit thường được sử dụng trong công nghiệp hóa chất và dược phẩm khi tải trọng lỏng thấp (< 40 m^3/(h.m) (4 gpm/in) tính theo chiều dài ngưỡng chảy tràn) và tại vùng áp suất từ chân không trung bình đến áp suất cao vừa phải.

7.1.16.5. Đĩa tách lỏng bằng lực ly tâm

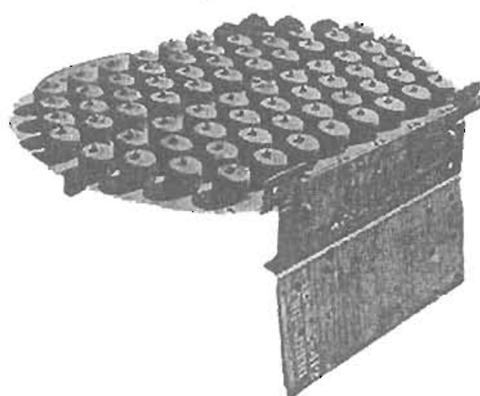
Trên đĩa loại này sử dụng bước tiếp xúc các pha như trên các đĩa thông thường, nhưng ở bước tiếp theo – bước tách lỏng bị cuốn theo dòng khí, lại sử dụng lực ly tâm. Tách lỏng bị cuốn theo dòng khí trước khi dòng khí đi lên đĩa tiếp theo cho phép tăng tốc độ dòng khí lên khoảng 25% so với giới hạn cho phép của hệ. Năng suất của đĩa loại này vì vậy có thể tăng hơn năng suất của đĩa thông thường đến 40%. Tuy nhiên, do đường đi của lỏng trên đĩa loại này ngắn nên hiệu suất giảm khoảng 10 – 20% so với đĩa thông thường.

Đĩa loại này bao gồm các đĩa Ultrfrac™, ConSep™ (hình 7.13e) và các đĩa Swirl Tube™. Các đĩa loại này chỉ mới được sử dụng lác đác ở vùng đông Âu còn ở các vùng khác trên thế giới, loại đĩa này chỉ mới bắt đầu được áp dụng trong chưng cất và có nhiều triển vọng.

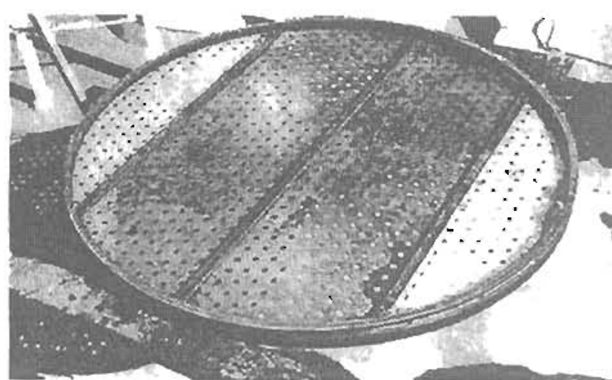
7.1.16.6. Đĩa loại chóp (hình 7.14a)

Trên các đĩa loại này được đục các lỗ và lắp các ống hơi vào các lỗ này. Phía trên của ống hơi được chụp các chóp (giống các cốc lật ngược và chóp chủ yếu dạng tròn). Ở mép dưới của các chóp thường (không phải trong mọi trường hợp) được xẻ rãnh dạng hình chữ nhật hoặc tam giác (hoặc lỗ tròn) để cho dòng khí đi qua. Lỏng và lớp bọt được lưu lại trên đĩa ở mức ngang với chiều cao của ống hơi hoặc chiều cao của ngưỡng chảy tràn lỏng. Do có cấu tạo như trên nên đĩa loại chóp là loại đĩa duy nhất có thể làm việc ở chế độ khi lưu lượng lỏng và lưu lượng khí nhỏ. Đĩa loại chóp là loại đĩa chính được áp dụng trong các quá trình chưng cất trước những năm 60. Ngày nay, đĩa loại này được thay thế bằng các loại đĩa rẻ hơn nhiều (có thể đến 10 lần) như đĩa loại lỗ và loại van.

So sánh với đĩa loại chóp, các đĩa loại lỗ và loại van đều nhỉnh hơn về hiệu suất. Trong khi đó cho các loại đĩa này, lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí, trở lực của đĩa, khả năng ăn mòn và khả năng gặp trục trặc đều thấp hơn so với loại đĩa chóp. Ngày nay, đĩa loại chóp chỉ còn được sử dụng cho những trường hợp đặc biệt khi lưu lượng dòng lỏng và dòng khí rất nhỏ. Một lượng rất lớn thông tin về loại đĩa chóp có thể tham khảo trong các tài liệu [Smith B.D, Design of Equilibrium Stage Processes. Mc Graw–Hill, 1963; Ludwig, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, 2nd Vol.2, Gulf Publishing Houston, 1979].



(a)



(b)

Hình 7.14. Đĩa loại chóp và đĩa loại lỗ

a. Đĩa loại chóp; b. Đĩa loại lỗ không có kênh chảy truyền lỏng (Dual - flow tray)

7.1.16.7. Đĩa loại lỗ không lắp kênh chảy truyền lỏng (Dual–flow)

Đây là loại đĩa lỗ nhưng không có kênh chảy truyền lỏng (hình 7.14b). Trên đĩa này, lỏng liên tục được chảy qua lỗ xuống đĩa dưới, vì vậy hiệu suất của đĩa thấp. Ở tải trọng tối đa của đĩa này, hiệu suất đĩa thường nhỏ hơn từ 5 đến 10% so với đĩa lỗ và đĩa van, nhưng khi lưu lượng của pha khí giảm xuống thì sự khác biệt về hiệu suất giữa các loại đĩa không có kênh chảy truyền và các loại đĩa khác sẽ tăng lên nhanh. Vì vậy vùng làm việc hiệu quả của đĩa loại lỗ không có kênh chảy truyền khá hẹp.

Do trên đĩa không có phần diện tích dành cho kênh chảy truyền, nên diện tích sục khí của đĩa tăng lên và vì vậy năng suất cũng tăng lên. Đĩa loại lỗ không có kênh chảy truyền có lượng lỏng bị cuốn

theo dòng khí và trở lực của đĩa nhỏ hơn so với các loại đĩa thường. Trở lực của đĩa loại này có thể sẽ được giảm hơn nữa bằng cách tăng diện tích đục lỗ trên đĩa (điển hình diện tích lỗ nằm trong khoảng 18–30% diện tích của toàn đĩa). Tuy nhiên khi trở lực của đĩa nhỏ sẽ tạo điều kiện làm tăng mức độ không đồng đều trong phân bố dòng lỏng và dòng khí ở trên đĩa.

Nhìn chung dòng lỏng và dòng khí trên đĩa đều chuyển động ở chế độ xung khi đi qua lỗ đĩa. Chuyển động của lỏng và khí qua lỗ thường luân phiên nhau và rất ít khi xảy ra đồng thời. Trên các đĩa loại lỗ không có kênh chảy truyền đường kính lớn (D_C > 2,5 m; 8 ft), xung động của các dòng đôi khi còn gây ra cả tiếng ồn, sự không ổn định và làm rung động cả đĩa và tháp. Đĩa loại Ripple Tray TM là phương án đĩa không có kênh chảy truyền có bản quyền và để giảm đến mức thấp nhất sự không ổn định trong hoạt động của đĩa, mặt đĩa được chế tạo theo kiểu gợn sóng.

Khi đường kính lỗ lớn (từ 16 đến 25 mm) đĩa loại lỗ không có kênh chảy truyền lỏng là một trong vài loại đĩa có khả năng tốt nhất trong việc giảm tắc nghẽn đĩa và khả năng chịu ăn mòn trong công nghiệp. Những đặc điểm này sẽ quyết định phạm vi ứng dụng chính của loại đĩa này: dùng khi khả năng tắc nghẽn cao, hỗn hợp dạng bùn nhão và môi trường có khả năng ăn mòn cao. Ngoài ra, đĩa loại lỗ không có kênh chảy truyền lỏng ít đắt đỏ nhất, dễ lắp ráp và sửa chữa nhất.

Các thông tin về tính toán và thiết kế đĩa lỗ không có kênh chảy truyền lỏng có nguồn gốc từ các số liệu của viện FRI và được Garcia và Fair công bố [Ind.Eng.Chem, Res.41:1632/(2002)].

7.1.17. So sánh các loại đĩa

Bảng 7.2 đã đưa ra một số các tiêu chuẩn đánh giá và so sánh chung nhất cho ba loại đĩa chính với giả thiết là các đĩa này được thiết kế, lắp đặt và vận hành đúng.

Đĩa loại lỗ và đĩa van có thể so sánh với nhau được về hiệu suất, năng suất, lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi và về trở lực của đĩa.

Trong khi đó, khoảng làm việc của đĩa loại van chuyển động tốt hơn nhiều so với khoảng làm việc của các đĩa loại lỗ và loại van cố định.

Về giá thành, đĩa loại lỗ có giá thành thấp nhất, còn đĩa loại van có giá cao hơn không nhiều.

Về điều kiện bảo dưỡng, khả năng tắc nghẽn và khả năng ăn mòn, đĩa loại van cố định và loại lỗ ít gặp phiền toái nhất (nếu như phần đục lỗ và phần lắp các van đủ lớn). Trong khi đó, đĩa loại van chuyển động về các khía cạnh trên lại có nhiều khả năng trục trặc nhất.

Đĩa lỗ và đĩa loại van cố định được sử dụng phổ biến nhất cho các trường hợp khi khả năng ăn mòn và khả năng tắc nghẽn cao, hoặc trong các trường họp khi độ rộng của khoảng làm việc ít quan trọng.

Đĩa loại van chuyển động được sử dụng rộng rãi khi cần khoảng làm việc rộng. Phần năng lượng tiết kiệm được khi dùng đĩa loại van chuyển động (ngay cả trong các giai đoạn làm việc với năng suất thấp) sẽ bù lại được phần kinh phí tăng lên khi sử dụng đĩa loại van chuyển động.

Bảng 7.2 So sánh một số loại đĩa thường gặp

Thông số	Đĩa lỗ	Đĩa van cố định	Đĩa van chuyển động
Năng suất	Cao	Cao	Cao đến rất cao
Hiệu suất	Cao	Cao	Cao
Tỉ số vận hành (khoảng làm việc)	Khoảng 2:1. Nhìn chung không phù hợp với điều kiện tải trọng thay đổi	Khoảng 2,5:1. Nhìn chung không phù hợp với điều kiện tải trọng thay đổi	Khoảng 4:1 đến 5:1. Một số phương án thiết kế có thể đạt tỷ số vận hành ≥ 8:1
Lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi	Trung bình	Trung bình	Trung bình
Trở lực	Trung bình	Trung bình	Cao hơn một chút
Giá thành	Thấp	Thấp	Cao hơn khoảng 20%
Giá bảo dưỡng và sửa chữa	Thấp	Thấp	Trung bình
Khả năng tắc nghẽn	Thấp đến rất thấp	Thấp đến rất thấp	Trung bình
Khả năng ăn mòn	Thấp	Rất thấp	Trung bình
Phạm vi ứng dụng	1. Ứng dụng rộng rãi khi khoảng làm việc của đĩa không phải là tiêu chuẩn quyết định 2. Môi trường có khả năng tắc nghẽn và ăn mòn cao	1. Ứng dụng rộng rãi khi khoảng làm việc của đĩa không phải là tiêu chuẩn quyết định 2. Môi trường có khả năng tắc nghẽn và ăn mòn cao	1. Được sử dụng rộng rãi 2. Khi khoảng làm việc là tiêu chuẩn quyết định.

7.1.18. Một số đại lượng dùng trong tính toán – thiết kế đĩa

Kí hiệu các đại lượng xem trên hình 7.1.

* Diện tích tiết diện ngang của đĩa A_T – là diện tích tiết diện ngang của tháp rỗng (không có đĩa và kênh chảy truyền lỏng).

* Diện tích tự do (diện tích thực) của đĩa A_N – bằng diện tích tiết diện ngang của đĩa trừ đi phần diện tích để chảy truyền chất lỏng $A_N = A_T - A_{DT}$. Đây chính là diện tích nhỏ nhất để cho dòng hơi có thể đi qua trong không gian giữa hai đĩa.

* Diện tích sục khí (diện tích hoạt động) A_B – bằng diện tích tiết diện ngang của đĩa trừ đi tổng diện tích chảy truyền chất lỏng ở phía trên của kênh chảy truyền A_{DT}, diện tích dòng lỏng đi qua ở phần dưới

của kênh chảy truyền A_{DB} và diện tích các phần không đục lỗ khác ở trên đĩa. Diện tích sục khí như vậy chính là diện tích mà dòng hơi có thể tiếp cận được ở ngay phía trên bề mặt đĩa.

* Diện tích lỗ A_h – bằng tổng diện tích của các lỗ ở trên đĩa. Như vậy diện tích lỗ A_h chính là phần diện tích nhỏ nhất hơi có thể đi qua được ở trên đĩa lỗ.

* Diện tích rãnh A_s –bằng tổng diện tích của tất cả các rãnh theo phương thẳng đứng (khi tất cả các van đều mở). Diện tích A_s sẽ là hàm số của độ mở bé nhất của mỗi van cũng như số lượng van đã mở. Thông thường đây là diện tích nhỏ nhất mà dòng hơi có thể tiếp cận được ở ngay phía trên bề mặt của đĩa van.

* Diện tích rãnh mở A_{SO} – bằng diện tích của các rãnh khi tất cả các van đều mở.

* Phần diện tích lỗ A_f – bằng tỉ số tổng diện tích của tất cả các lỗ trên diện tích sục khí (đĩa lỗ) hoặc bằng tổng diện tích của tất cả các rãnh trên diện tích sục khí (đĩa van).

7 1.18.1. Tải trọng hơi và tải trọng lỏng

* Yếu tố F: bằng căn bậc hai của động năng của khí và được định nghĩa theo phương trình:

$$F = U.\sqrt{\rho_G} \tag{7.3}$$

Ở đây:

ρ_G – khối lượng riêng của khí (kg/m^3);

U – tốc độ của khí (m/s).

Tốc độ U thường được tính theo diện tích tiết diện ngang của đĩa A_T, hoặc theo diện tích tự do của đĩa A_N, hoặc theo diện tích sục khí A_B. Do đó, khi sử dụng công thức trên cần phải thận trọng với diện tích chọn làm cơ sở để xác đinh tốc độ U.

* Yếu tố C: đây là đại lượng tốt nhất đặc trưng cho tải trọng khí và dùng để so sánh năng suất của các hệ có các tính chất vật lý khác nhau. Yếu tố C được định nghĩa theo công thức:

$$C = U\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \tag{7.4}$$

Ở đây:

ρ_L, ρ_G – Khối lượng riêng của lỏng và khí (kg/m^3);

U – tốc độ của pha khí (m/s);

C – yếu tố C (m/s).

Yếu tố C có cùng đơn vị với tốc độ (m/s) và liên quan trực tiếp đến lượng các giọt lỏng bị cuốn theo pha khí. Cũng như trong trường hợp yếu tố F, khi sử dụng công thức trên cần phải thận trọng với diện tích được chọn làm cơ sở cho việc xác định yếu tố C.

7.1.18.2. Tải trọng của ngưỡng chảy tràn

Được xác định theo phương trình sau:

$$Q_L = \frac{Q}{L_w} \tag{7.5}$$

Ở đây:

Q – Lưu lượng thể tích của dòng lỏng;

L_w - Chiều dài của ngưỡng chảy tràn về phía cửa ra khỏi đĩa của dòng lỏng.

Định nghĩa này mô tả dòng lỏng đi theo chiều ngang qua mặt đĩa. Đơn vị đo thường sử dụng của tải trọng lỏng của ngưỡng chảy tràn: $m^3/(h.m)$ hoặc $m^3/(s.m)$ và (gpm/in).

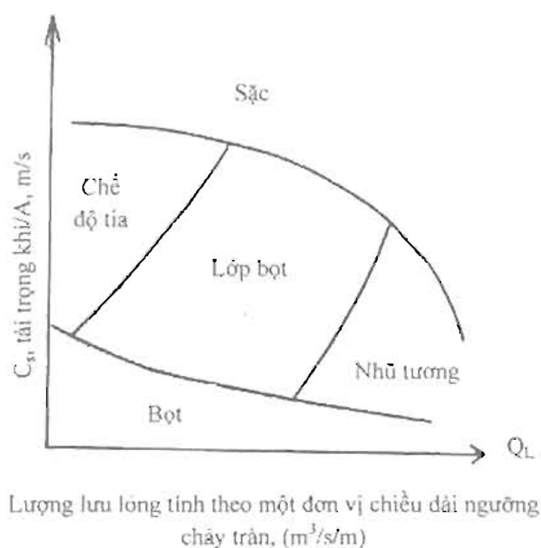
7.1.18.3. Tải trọng lỏng của kênh chảy truyền

Khi thiết kế kênh chảy truyền lỏng, tải trọng lỏng thường được định nghĩa bằng tốc độ của lỏng tại cửa vào của kênh chảy truyền (m/s hoặc ft/s):

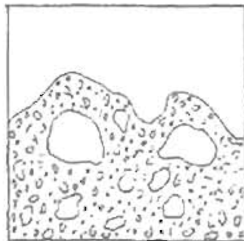
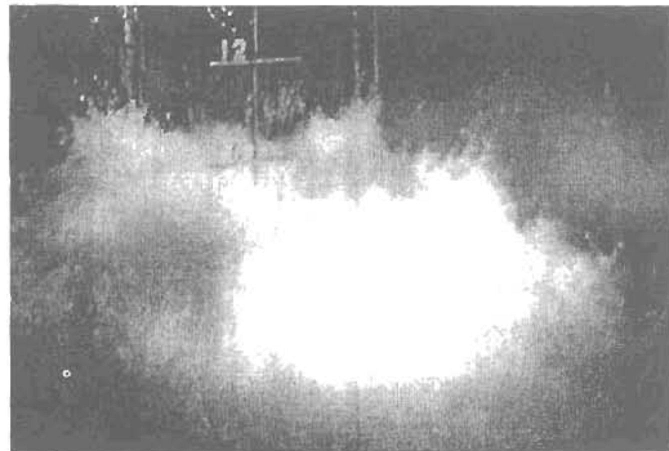
$Q_D = Q/A_{DT}$ = (Thể tích của dòng chất lỏng)/(Diện tích kênh chảy truyền lỏng tại cửa vào). (7.6)

7.1.19. Chế độ dòng ở trên đĩa

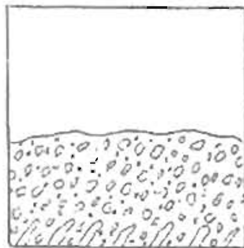
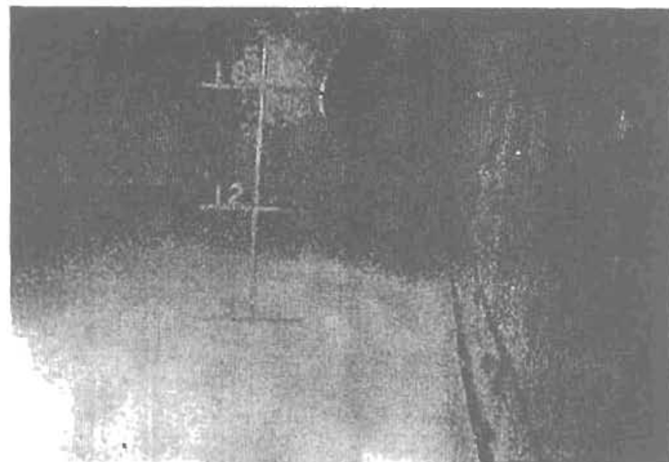
Trên đĩa chưng cất công nghiệp tồn tại ba chế độ dòng chính. Cả ba chế độ dòng này đều có thể xuất hiện trên đĩa tùy thuộc vào tốc độ của dòng lỏng và dòng khí (hình 7.15). Phần phân tích rất chi tiết và khoa học về cơ sở và mô hình hóa các chế độ dòng này đã được Lockett tiến hành [Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University Press, Cambridge, 1986]. Phần tổng quan rất đầy đủ về các chế độ dòng ở trên cũng như các chế độ dòng ít phổ biến hơn cũng đã được Prince trình bày [PACE, June 1975, p.31; July 1975 p.18].



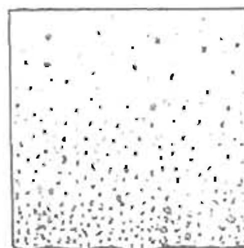
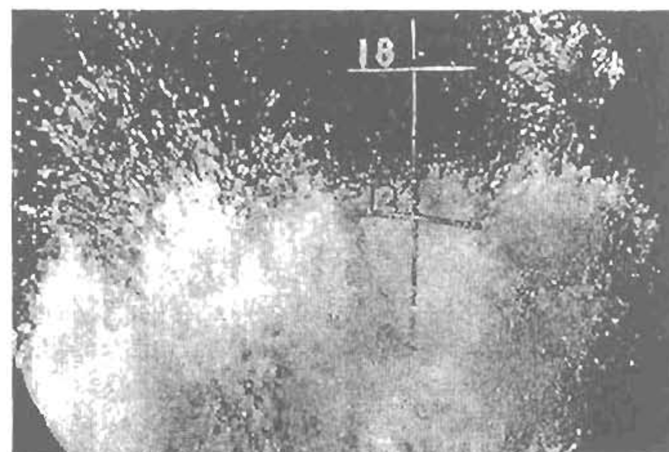
Hình 7.15. Sự phụ thuộc của chế độ dòng ở trên đĩa vào tải trọng lỏng và tải trọng khí (Theo Kister H.Z. Distillation Design, 1992, McGraw- Hill)

a

b

c

Hình 7.16. Chế độ dòng trên đĩa của quá trình chưng cất: Sơ đồ và ảnh của các chế độ

a. Chế độ lớp bọt *b. Chế độ nhũ tương* *c. Chế độ tia.*

[Kister H.Z. Distillation Design, 1992, McGraw- Hill Inc.]

7.1.19.1. Chế độ lớp bọt (hoặc chế độ hỗn hợp) (hình 7.16a)

Đây là chế độ làm việc phổ biến nhất trong kỹ thuật chưng cất. Ở chế độ này từng lỗ trên đĩa đều tạo bọt mãnh liệt. Các bọt khí chuyển động nhanh qua lớp chất lỏng trên đĩa, và các bọt này có hình dạng và kích thước khác nhau và chuyển động với tốc độ khác nhau. Bề mặt của lớp bọt rất linh động và không đồng nhất và thường bị bao phủ bởi các giọt lỏng. Các bọt khí được hình thành tại các lỗ của đĩa và bị lớp bọt cuốn đi.

Ở chế độ lớp bọt khi tải trọng tăng lên, tại một số lỗ bắt đầu tạo thành các tia thay cho việc tạo thành các bọt khí. Số lượng lỗ tạo thành các tia sẽ tăng lên khi tốc độ khí tăng lên. Khi cơ chế phun tia trở nên áp đảo thì sự phân tán pha sẽ chuyển từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia. Prado và các cộng sự [Chemical Engineering Progr. 83(3), p.32.(1987)] đã chỉ cho thấy chuyển từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia sẽ xảy ra dần dần khi cơ chế phun tia thay thế cơ chế tạo lớp bọt ở khoảng từ 45 đến 70% số lỗ của đĩa.

7.1.19 2. Chế độ nhũ tương (hình 7.16b)

Khi tải trọng lỏng cao và tải trọng khí tương đối thấp, tốc độ cao của lỏng sẽ làm cho tập hợp các bọt khí phải đổi hướng khi rời các lỗ đĩa, đồng thời chia nhỏ tập hợp này và như vậy các bọt khí nhỏ sẽ phân tán trong lòng pha lỏng (tạo thành hỗn hợp nhũ tương lỏng–khí). Hỗn hợp hai pha này sẽ có hành vi như dòng lỏng hai pha đồng nhất và hỗn hợp này sẽ tuân theo công thức ngưỡng chảy tràn của Francis (xem phần trở lực của đĩa):

$$h_{ow} = 664\left(\frac{Q}{L_w}\right)^{2/3} \qquad (7.7)$$

Ở đây:

Q–lưu lượng dòng lỏng (m^3/s);

L_w – chiều dài ngưỡng chảy tràn (m);

h_{ow} – chiều cao lớp hỗn hợp lỏng – khí ở phía trên ngưỡng chảy tràn (mm cột lỏng trong).

Trong công nghiệp, chế độ nhũ tương là chế độ phổ biến nhất ở áp suất làm việc cao và tải trọng lớn.

7.1.19.3. Chế độ tia (chế độ giọt – hình 7.16c)

Ở tải trọng khí cao và tải trọng lỏng thấp, lớp chất lỏng ở trên đĩa có chiều cao nhỏ và lỏng dễ dàng bị chia nhỏ khi dòng khí có tốc độ cao đi qua. Dòng lỏng bị chia nhỏ tới mức tạo thành đám mây của các giọt lỏng có kích thước khác nhau chuyển động xoáy. Đám mây này được nâng lên cao ở phía trên mặt đĩa và chuyển động theo quỹ đạo tự do. Một số giọt lỏng bị cuốn lên đĩa trên, trong khi các giọt lỏng khác bị rơi ngược trở lại về lớp chất lỏng trên đĩa và sau đó lại được chia nhỏ.

Ngược lại với chế độ lớp bọt và chế độ nhũ tương, khi pha lỏng là pha liên tục, ở chế độ tia đã xảy ra hiện tượng đảo pha: pha khí trở thành pha liên tục và pha lỏng là pha phân tán.

Chế độ phun tia thường xảy ra khi tốc độ khí cao trong khi tải trọng lỏng lại thấp (như ở quá trình chưng cất chân không và ở trong đoạn luyện của tháp chưng luyện khi tải trọng lỏng thấp).

Cấu trúc ba lớp trên đĩa

Van Sinderen, Wijn và Zantiny [Trans, IChemE, 81, Part A, p.94 (January 2003)] đã chấp nhận cấu trúc phân tán lỏng – khí ở trên đĩa bao gồm ba lớp:

* Lớp ở ngay sát mặt đĩa gồm chủ yếu là lỏng và trong lớp này sẽ hình thành các bọt khí và các tia.

* Lớp trung gian có pha lỏng liên tục và ở đây tạo thành lớp bọt do một lượng lớn các bọt và các giọt được sinh ra.

* Lớp thứ ba – lớp trên cùng bao gồm pha khí là pha liên tục và là lớp của các giọt lỏng. Lớp trung gian sẽ làm ướt các bọt khí và các tia lỏng sẽ biến mất tại lưu lượng dòng lỏng bé. Trong khi đó, lớp của các giọt sẽ tiến đến mặt dưới của đĩa ở phía trên tương tự như ở chế độ phun tia kinh điển.

7.1.19.4. Chế độ sặc (đĩa bị ngập)

Đĩa bị sặc – thường xảy ra khi năng suất của đĩa trong tháp chưng cất đạt đến giới hạn trên. Khi thiết kế đường kính của tháp được tính để đảm bảo năng suất yêu cầu và không để hiện tượng sặc đĩa xảy ra. Thông thường, năng suất thiết kế của tháp thường bằng khoảng 80 đến 90% năng suất ứng với giới hạn sặc đĩa.

Hiện tượng sặc đĩa xảy ra do lỏng tích lũy dư ở bên trong tháp. Dấu hiệu để nhận biết hiện tượng sặc xảy ra trong tháp đó chính là sự tăng nhanh của trở lực của đĩa (lượng lỏng tích tụ lại trên đĩa sẽ làm tăng trở lực của đĩa, tăng nhanh lượng lỏng bị cuốn ra khỏi đỉnh tháp, sự giảm tốc độ dòng lỏng chảy xuống đáy tháp (lỏng tích tụ trên đĩa không đến được đáy tháp) và trạng thái không ổn định sẽ xảy ra (tích tụ lỏng là trạng thái không ổn định).

Tích tụ lỏng trên đĩa trong trường hợp tổng quát do các cơ chế sau đây gây ra:

*** Sặc đĩa do lỏng bị cuốn theo hơi (sặc phản lực)**

Khi tốc độ dòng khí tăng, chiều cao lớp bọt hoặc chiều cao của các tia tăng lên. Khi bọt hoặc các tia đạt được chiều cao của đĩa trên, một phần lỏng sẽ được cuốn lên đĩa trên (lỏng cuốn theo dòng khí). Khi tốc độ dòng khí tiếp tục tăng, một lượng lớn lớp bọt hoặc các tia bắt đầu được cuốn lên đĩa trên và gây ra sự tích lũy lỏng trên đĩa và kết quả là gây ra sặc đĩa.

Sặc đĩa do lỏng bị cuốn theo dòng khí có thể được chia thành hai trường hợp:

a. Sặc do cuốn các tia lỏng theo dòng khí (thường gặp)

b. Sặc do cuốn bọt theo dòng khí (không thường gặp).

Sặc do cuốn bọt theo dòng khí xảy ra khi lớp ngoài cùng của lớp bọt chạm được vào đĩa phía trên và vì vậy trường hợp sặc đĩa này chỉ xảy ra khi khoảng cách giữa các đĩa không đủ độ lớn (< 450 mm, 18 in) ở chế độ lớp bọt. Khi khoảng cách giữa các đĩa lớn hơn (trong một số trường hợp ngay cả khi khoảng cách giữa các đĩa nhỏ hơn), lớp bọt đã bị phá vỡ thành các tia trước khi lớp ngoài của lớp bọt chạm được đĩa trên.

Để thiết kế đúng các đĩa cần phải có phương pháp dự đoán chế độ sặc do cuốn lỏng theo khí. Dưới đây sẽ trình bày phương pháp dự đoán sặc do cuốn các tia lỏng theo khí. Có thể tham khảo thêm tài liệu [Kister H.Z. Distillation Design, McGraw–Hill, New York, 1992].

7.1.20. Dự đoán sặc đĩa do cuốn tia lỏng theo khí

Đại đa số các phương pháp dự đoán sặc đĩa đều xuất phát từ các kết quả của Souders và Brown [Ind. Eng. Chem. 26 (1), 98 (1934)]. Bằng phương pháp lí thuyết, Souders và Brown đã phân tích sự phụ thuộc của sặc đĩa vào tốc độ lắng của giọt và đã đưa ra nhận xét là sặc đĩa sẽ xuất hiện khi tốc độ của dòng khí đi từ đĩa dưới lên đủ lớn để treo được giọt lỏng ở trạng thái lơ lửng. Từ phân tích trên, Souders và Brown đã đưa ra công thức:

$$C_{SB} = U_{s,f} \cdot \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (7.8)$$

Trong đó:

$U_{s,f}$ – tốc độ của pha hơi tại điểm sặc;

C_{SB} – yếu tố C tại điểm sặc do cuốn lỏng theo hơi (giới hạn sặc đĩa);

ρ_L, ρ_G – khối lượng riêng của khí và lỏng (kg/m^3).

Đại đa số các phương trình hiện đại dùng dự đoán điểm sặc của đĩa đều dựa vào phương trình của Souders và Brown, nhưng đều xuất phát từ giả thiết C_{SB} không phải là một hằng số. Thay vào đó, trong các phương trình này, đại lượng C_{SB} lại được coi là một hàm phụ thuộc yếu vào một vài biến số và các biến số này cho các phương trình khác nhau được chọn khác nhau. Tùy theo các phương trình, các đại lượng C_{SB} và $U_{s f}$ được tính theo hoặc diện tích tự do của đĩa A_N, hoặc diện tích sục khí A_B.

Một cách thô, có thể coi đại lượng C_{SB} tỉ lệ thuận với khoảng cách các đĩa với số mũ trong khoảng 0,5–0,6 [Kister H.Z. Distillation Design, McGraw–Hill, New York, 1992]. Hình 7.17 thể hiện ảnh hưởng của lưu lượng dòng lỏng và phần diện tích lỗ đến giới hạn sặc đĩa C_{SB}. Khi tải trọng lỏng tăng, đại lượng C_{SB} lúc đầu tăng, đạt được giá trị cực đại và sau đó bắt đầu giảm dần. Một số tác giả giải thích việc tạo thành điểm cực đại của C_{SB} là do có sự chuyển đổi từ chế độ lớp bọt sang chế độ tia [Porter and Jenkin, I.Chem.E.Symp.Ser.56. Summary Paper, London (1979)].

Khi phần diện tích của lỗ trên đĩa tăng lên, thì giới hạn sặc đĩa cũng sẽ tăng nhẹ. Nhưng khi lưu lượng dòng lỏng lớn, thì diện tích lỗ trên đĩa hầu như không ảnh hưởng đến giới hạn sặc đĩa C_{SB}.

Khi đường kính lỗ trên đĩa giảm xuống, thì giới hạn sặc đĩa C_{SB} tăng nhẹ.

Đối với đĩa loại lỗ điểm sặc đĩa, do lỏng bị cuốn theo hơi, có thể dự đoán theo phương pháp của Kister và Haas [Chem.Eng.Progr; 86 (9), 63 (1990)]. Kister và Haas dựa trên một số lượng lớn các số liệu thực nghiệm xác định điểm sặc (với sai số ±15%) đã đưa ra phương trình dự đoán điểm sặc sau:

$$C_{SB\,f} = 0,0277\left(\frac{d_h^2.\sigma}{\rho_L}\right)^{0,125}.\left(\frac{\rho_G}{\rho_l}\right)^{0,1}.\left(\frac{TS}{h_{ct}}\right)^{0,5} \qquad (7.9)$$

Trong đó:

$C_{SB\,f}$ – Yếu tố C tại điểm sặc và được tính theo diện tích tự do của đĩa A_N;

d_h – Đường kính lỗ (mm);

σ – Sức căng bề mặt (dyn/cm);

ρ_G, ρ_L – Khối lượng riêng của hơi và lỏng (kg/m^3);

TS – Khoảng cách giữa các đĩa (mm);

h_{ct} – Chiều cao lớp chất lỏng trong ở chế độ chuyển tiếp từ chế độ lớp bọt sang chế độ tia (mm) và được tính theo công thức:

$$h_{ct} = h_{ct,H_2O}.\left(\frac{996}{\rho_L}\right)^{0,5/(1-n)} \qquad (7.10)$$

$$h_{ct,H_2O} = \frac{0,047A_f^{-0,791}.d_h^{0,833}}{1+0,013Q_l^{0,59}.A_f^{-1,79}} \qquad (7.11)$$

$$n = 0,00091.\, d_h/A_f \qquad (7.12)$$

Trong đó:

Q_L = m^3 lỏng chảy xuống đĩa dưới / (h.m chiều dài ngưỡng chảy tràn);

A_f = Phần diện tích lỗ trên phần diện tích sục khí $A_f = A_h/A_a$.

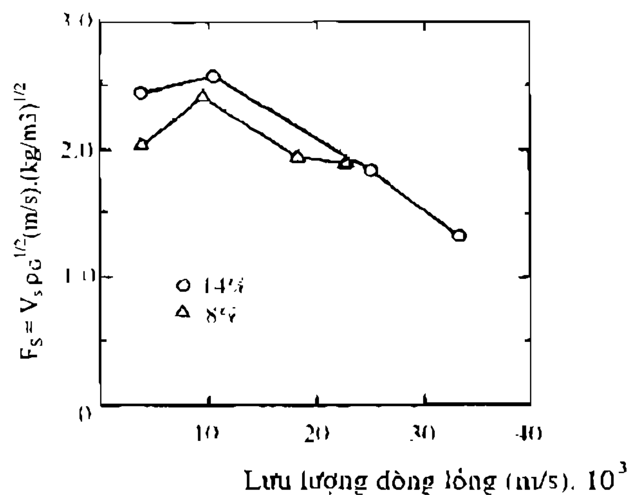
Đối với đĩa van cũng có thể sử dụng phương pháp Kister–Haas để dự đoán điểm sặc đĩa, nhưng do chấp nhận các giả thiết gần đúng nên các số liệu dự đoán có sai số khoảng ±20%.

Khi sử dụng các phương trình trên cho đĩa van, đường kính lỗ d_h và phần diện tích lỗ A_f được tính như sau:

$$d_h = \frac{\text{4. (diện tích mở của một van mở hoàn toàn)}}{\text{Chu vi thấm ướt phần mở của một van mở hoàn toàn}} \quad (7.13)$$

$$A_f = \frac{\text{Số van.(diện tích mở của một van mở hoàn toàn)}}{\text{Diện tích sục khí}} \quad (7.14)$$

Phương trình Glitsch–13 cho đĩa van là phương trình có uy tín và được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp để dự đoán điểm sặc đĩa [Glitsch. Inc, Ballast Tray Design Maual, 6th ed; 1993; available from Koch–Glitsch , Wichita, Kans.].



Hình 7.17. Ảnh hưởng của lưu lượng dòng lỏng và phần diện tích lỗ trên đĩa đến giới hạn sặc

(Số liệu của viện FRI cho đĩa lỗ; hệ cyclohexane/n-heptane; P = 165 kPa; DT = 1,4 m; TS = 610 mm; hw = 51 mm, dh = 12,7 mm; kênh chảy truyền thẳng có AD/AT= 0,13 [T. Yanagi and M.Sakata, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 21, 712 (1982)].

Phương trình này áp dụng thành công cho các đĩa van do nhiều công ty khác nhau chế tạo. Ngoài ra phương trình này cũng áp dụng được cho đĩa lỗ có phần diện tích lỗ cao (12–15%).

Khi khoảng cách đĩa ≥ 600 mm, dự đoán điểm sặc cho đĩa van theo phương trình này nhìn chung có sai số khoảng ±10%.

Phương trình Glitsch có dạng:

$$\frac{\%\text{sặc}}{100} = \frac{C_B}{CAF} + 1{,}359\frac{Q.FPL}{A_B.CAF} \quad (7.15)$$

Trong đó:

$$CAF = 0{,}3048.CAF_0\,.SF\ (m/s); \quad (7.16)$$

C_B – Yếu tố C ở chế độ làm việc tính theo diện tích sục khí (m/s);

Q – Lưu lượng dòng lỏng (m^3/s);

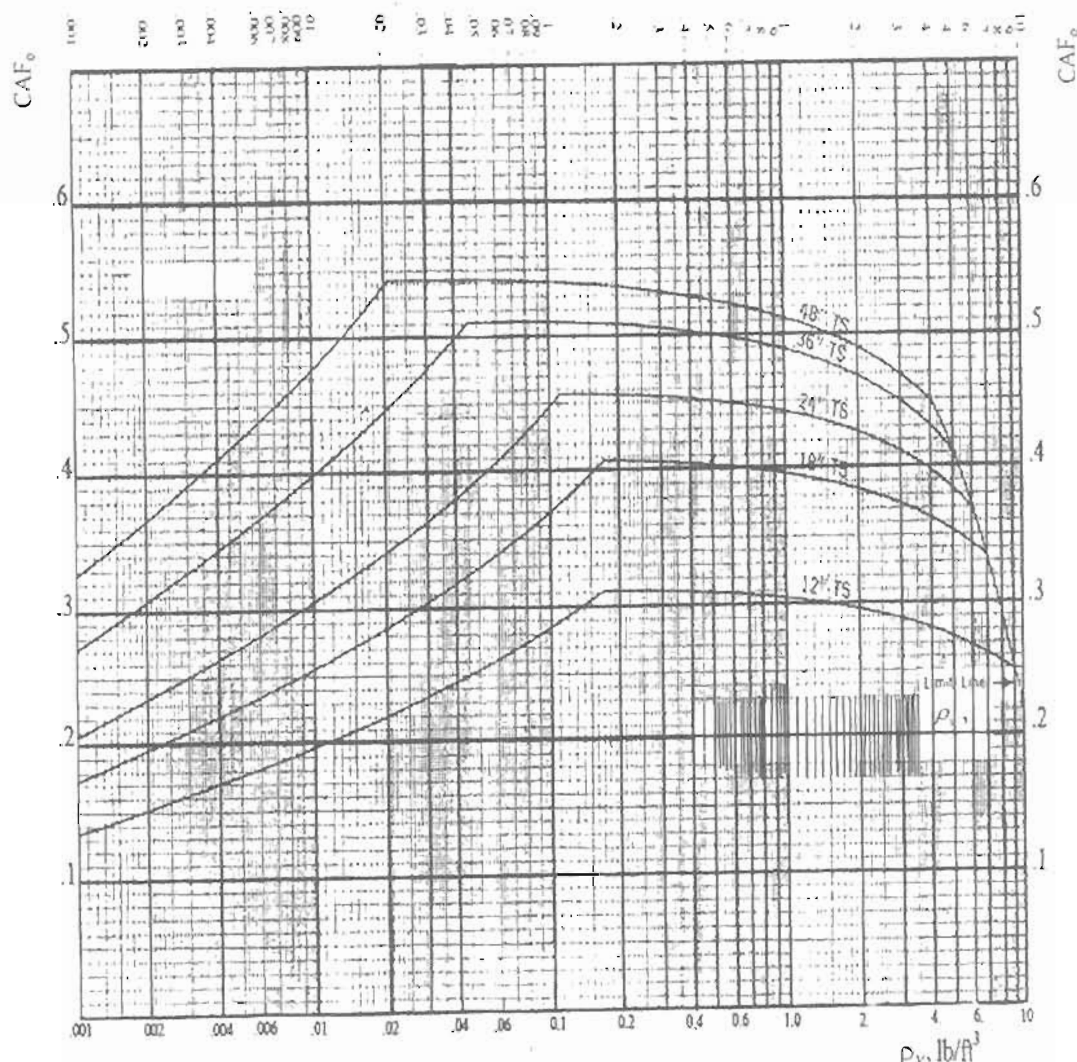
A_B – Diện tích sục khí (m^2);

FPL – Chiều dài đường đi của lỏng (m) = khoảng cách giữa hai ngưỡng chảy truyền ở cửa vào và cửa ra của lỏng ở trên đĩa. Chiều dài đường đi của lỏng sẽ giảm xuống khi số đường đi của lỏng trên đĩa tăng lên.

CAF, CAF_o – Yếu tố C tại điểm sặc đĩa. Đại lượng CAF_o được xác định trên hình 7.18 với đơn vị đo của Anh (ft/s). Phương trình CAF = 0,3048.CAF_o.SF (m/s) dùng để chuyển đơn vị đo từ (ft/s) sang (m/s) và hiệu chỉnh đại lượng này bằng cách sử dụng yếu tố SF (các giá trị của SF xem trong bảng 7.3).

Phương trình của Fair [Pet/Chem.Eng.33(10).45(September 1961)] trong nhiều thập niên đã được dùng như phương trình chuẩn để dự đoán điểm sặc do cuốn lỏng theo hơi trong công nghiệp. Fair đã sử dụng yếu tố sặc C_{SB} của Souders và Brown đã được hiệu chỉnh theo sức căng bề mặt như một hàm của thông số dòng không thứ nguyên (xem hình 7.19). Thông số dòng không thứ nguyên này chính là tỷ số động năng của lỏng trên động năng của hơi.

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \qquad (7.17)$$



Hình 7.18. Năng suất tại điểm sặc của đĩa loại van chuyển động. TS- khoảng cách giữa các đĩa, (inch)

Bảng 7.3. Yếu tố giảm tốc SF (hệ số giảm tải)

Hệ	Yếu tố SF	Tài liệu tham khảo	Chú thích
Hệ không tạo bọt thường xuyên	1,0	1 – 4	
Áp suất cao ($\rho_G > 1,8 lb/ft^3$)	$2,94/\rho_G^{0,32}$	2	Không được dùng giảm tốc kép
Ít tạo bọt			
Thiết bị nhả Propan	0,9	4	
Thiết bị hấp thụ H_2S	0,9	3, 4	
	0,85	2	
Các hệ Florua (Frêon, BF_3)	0,9	1, 4	
Thiết bị nhả carbonat nóng	0,9	2, 4	
Tạo bọt trung bình			
Thiết bị nhả êtan:			
Kiểu hấp thụ, đoạn tháp trên	0,85	1, 4	
Kiểu hấp thụ, đoạn tháp dưới	1,0	3	
	0,85	1, 24	
Kiểu hóa lỏng, đoạn tháp trên	0,85	4	
	0,8	3	
Kiểu hóa lỏng, đoạn tháp dưới	1,0	1, 3	
	0,85	4	
Thiết bị nhả mêtan:			
Kiểu hấp thụ, đoạn tháp trên	0,85	1 – 3	
Kiểu hấp thụ, đoạn tháp dưới	1,0	3	
	0,85	1, 2	
Kiểu hóa lỏng, đoạn tháp trên	0,8	3	
Kiểu hóa lỏng, đoạn tháp dưới	1,0	3	
Thiết bị hấp thụ dầu:			Tài liệu 2 dẫn giá trị này cho thiết bị hấp thụ chứ không phải cho thiết bị hấp thụ dầu.
Nhiệt độ > 0°F	0,85	1 – 4	
Nhiệt độ < 0°F	0.95	3	
	0.85	1, 4	
Thiết bị hấp thụ	0,8	2	
Tháp dầu thô	1,0	3	
	0,85	4	

(Tiếp theo)			
Tháp dầu thô chân không	1,0	3	
	0,85	2	
Tháp tinh chế Furfural	0,85	2	
	0,8	4	
Các hệ Sunfolan	1,0	3	
	0,85	4	
Thiết bị nhả amine	0,85	1 – 4	
Thiết bị nhả Glycol	0,85	1, 4	
	0,8	3	
	0,65	2	
Thiết bị hấp thụ carbonat nóng	0,85	1, 4	
Rửa bằng xút	0,65	2	Giá trị thấp này của yếu tố SF chỉ áp dụng cho một số trường hợp rửa bằng xút, nhưng không phải cho tất cả các trường hợp.
Tạo nhiều bọt:			
Thiết bị hấp thụ amin	0,8	2	
	0,75	3, 4	
	0,73	1	
Thiết bị tổng hợp Glycol	0,73	1	Tài liệu 2 cho rằng nên sử dụng giá trị 0,65 cho thiết bị tổng hợp Glycol trong công nghiệp khí và giá trị 0,5 cho các trường hợp khác.
	0,65	3, 4	
	0,50	2	
Thiết bị nhả nước chua	0,5 – 0.7	3	
	0,6	2	
Thiết bị tái sinh dầu	0,7	2	
Thiết bị tổng hợp MEK	0.6	1,4	
Bọt ổn định:			
Thiết bị tái sinh xút	0,6	2	
	0,5	1,4	
Thiết bị hấp thụ, tổng hợp rượu	0,35	2,4	

Tài liệu tham khảo

1. Glitsch, Inc,Ballast Tray Design Manual, Bulletin 4900, 6th ed; 1993, Available from Koch – Glitsch, Wishita, Kans.

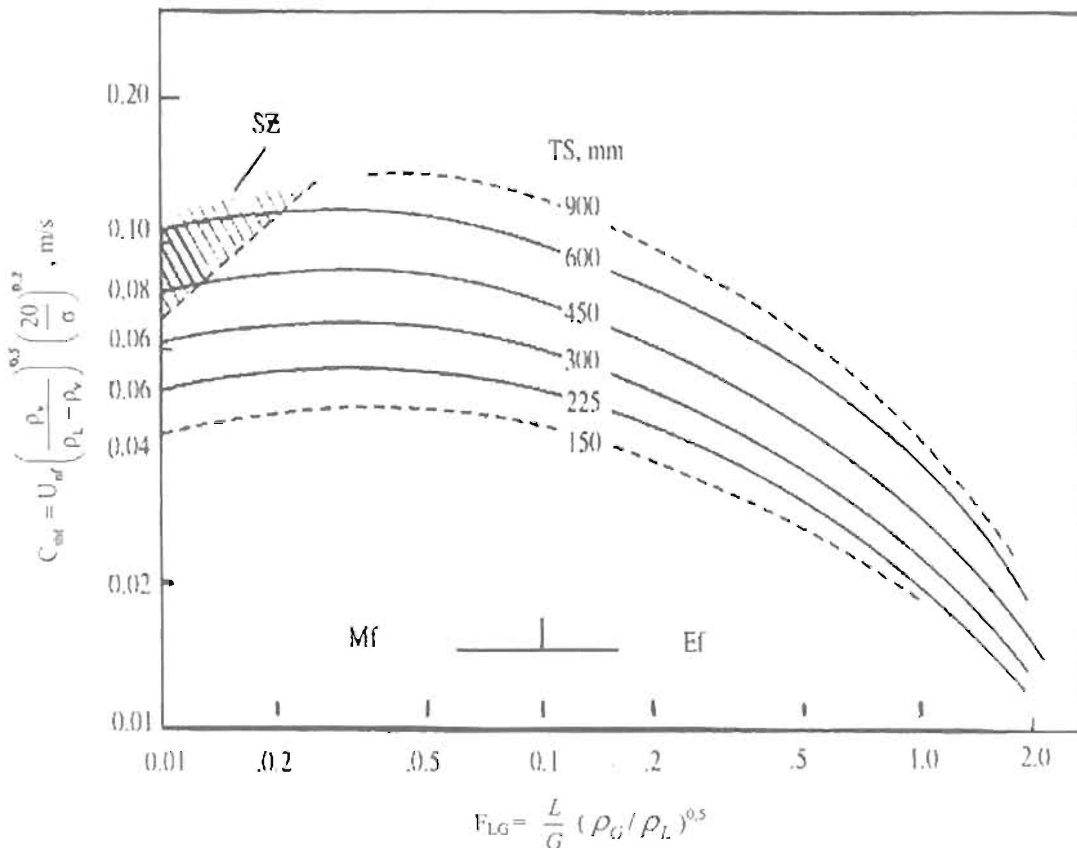
2. Koch Engineering Co; Inc; Design Manual – Flexitray, Bulletin 960–1, Wichita, Kans; 1982.

3. Nutter Engineering, Float Valve Design Manual, 1976. Available from Sulzer Chem Tech , Tulsa, Okla.

4. M.J.Lockett, Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University Press, Cambridge, England, 1986.

Chú ý: Để chuyển đơn vị lb/ft^3 sang kg/m^3 phải nhân với hệ số 16,0.

Giá trị F_{LG} thấp tượng ứng với quá trình diễn ra ở áp suất chân không, còn khi giá trị F_{LG} cao sẽ tương ứng với các quá trình diễn ra ở áp suất cao hoặc ở tải trọng lỏng, tải trọng hơi cao. Tỷ số dòng lỏng/khí (L/G) được xác định dựa vào lưu lượng dòng khối lượng của lỏng và hơi. Cho các đĩa có nhiều đường đi của lỏng, tỉ số trên cần phải chia cho số đường đi của lỏng ở trên đĩa.



***Hình 7.19.** Đồ thị của phương trình Fair dùng để xác định điểm sặc do cuốn lỏng cho tháp loại đĩa chéo dòng (đĩa loại lỗ, loại van và loại chóp)*

TS – khoảng cách giữa các đĩa (mm); SZ – vùng chế độ tia;

Mf – vùng hỗn hợp lớp bọt; Ef - vùng dòng nhũ tương.

Phương trình Fair tỏ ra rất tốt ở vùng thông số dòng F_{LG} có giá trị thấp. Ở vùng thông số F_{LG} có giá trị cao (khi tỉ số L/G cao, áp suất cao, dòng nhũ tương), đồ thị trên hình 7.19 cho kết quả dự đoán thường cao hơn so với kết quả thực nghiệm (vùng từ các giá trị thấp của C_{sbf} về phía bên phải). Tại vùng này, kết quả dự đoán có độ chính xác không cao có thể là do ảnh hưởng của các giới hạn về dòng của kênh chảy truyền, mà không phải là do lượng lỏng bị cuốn nhiều hơn theo dòng khí quyết định.

Các đường cong trên đồ thị của Fair có thể được biểu diễn bằng phương trình của Lygeros và Magoulas [Hydrocacbon Proc. 65(12), 43 (1986)]:

$$C_{sbf} = 0,0105 + 8,127(10^{-4})(TS^{0,755})\exp[-1,463F_{LG}^{0,842}] \tag{7.18}$$

TS – khoảng cách giữa các đĩa (mm).

Đồ thị trên hình 7.19 cũng như phương trình 7.18 có thể áp dụng được cho các đĩa loại lỗ, loại van và loại chóp. Các giá trị của thông số năng suất (tung độ trên hình 7.19) có thể dùng để tính tốc độ hơi tối đa cho phép đi qua diện tích tự do của đĩa A_N:

$$U_{nf} = C_{sbf}\left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2}\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right)^{0,5} \tag{7.19}$$

Trong đó:

U_{nf} – tốc độ của pha khí đi qua diện tích tự do của đĩa tại điểm sặc (m/s);

C_{sbf} – thông số năng suất đã được hiệu chỉnh theo sức căng bề mặt (m/s);

σ – sức căng bề mặt (mN/m, (dyn/cm));

ρ_L, ρ_G – khối lượng riêng của lỏng, khí (kg/m^3).

Phương trình Fair được áp dụng với các điều kiện sau:

1. Hệ ít hoặc không tạo bọt.

2. Chiều cao của ngưỡng chảy tràn phải bé hơn 15% khoảng cách giữa các đĩa.

3. Đối với các loại đĩa lỗ, đường kính lỗ $d_h \leq 13$ mm

4. Tỷ số giữa tổng diện tích của các lỗ (đĩa lỗ), hoặc tổng diện tích của các ống hơi (đĩa chóp), hoặc tổng diện tích các lỗ van khi các van mở hoàn toàn, trên diện tích sục khí (diện tích hoạt động) $A_h/A_a \geq 0,1$. Cho các trường hợp không thỏa mãn điều kiện này, giá trị U_{nf} tìm được từ hình 7.19 phải được hiệu chỉnh như sau:

A_h/A_a	U_{nf}/ U_{nf} từ đồ thị
0,1	1,00
0,08	0,90
0,06	0,80

Ví dụ 7.1. Xác định điểm sặc của đĩa chưng cất.

Tháp đĩa lỗ có đường kính D_C = 2,5 m có thể dùng để tách hỗn hợp Etylbenzene – Styrene. Hãy dự đoán điểm sặc của đĩa trên cùng. Đĩa có một đường đi của lỏng với các kích thước chính sau đây:

Diện tích tiết diện ngang của tháp	m^2	4,91
Diện tích kênh chảy truyền lỏng	m^2	0,25
Diện tích tự do của đĩa A_N	m^2	4,66
Diện tích sục khí A_a	m^2	4,41
Diện tích các lỗ A_h	m^2	0,617
Đường kính lỗ d_h	mm	4.76
Chiều dài ngưỡng chảy tràn	m	1,50
Chiều cao ngưỡng chảy tràn	mm	38
Khoảng cách giữa các đĩa TS	mm	500

Điều kiện làm việc và các tính chất vật lí của hệ ở đĩa trên cùng:

Nhiệt độ	°C	78
Áp suất	mmHg	100
Lưu lượng dòng hơi	kg/h	25500
Khối lượng riêng của hơi	kg/m^3	0,481
Lưu lượng dòng lỏng	kg/h	22000
Khối lượng riêng của lỏng	kg/m^3	841
Sức căng bề mặt σ	dyn/cm (mN/m)	25

Bài giải

Để dự đoán điểm sặc đĩa, ở đây dùng phương pháp Kister–Haas.

* Tính tải trọng lỏng Q_L theo một đơn vị chiều dài ngưỡng chảy tràn:

$$Q_L = \frac{Q}{\rho_L . l_w} = \frac{22000}{841.1,50} = 17,44\,(m^3/(h.m \text{ ngưỡng chảy tràn})$$

* Tính phần diện tích lỗ:

$$A_f = \frac{A_h}{A_a} = \frac{0,617}{4,41} = 0,14$$

* Tính chiều cao của lớp nước trong ở thời điểm chuyển chế độ từ lớp bọt sang phun tia (pt 7.11):

$$h_{cl.H_2O} = \frac{0,497.A_f^{-0.791}.d_h^{0.833}}{1+0,013.Q_L^{-0.59}.A_f^{-1,79}} = \frac{0,497.0,14^{-0,791}.4,76^{0,833}}{1+0,013.17,44^{-0.59}.0,14^{-1.79}} = 7,98mm$$

* Tính chiều cao của lớp lỏng trong ở thời điểm chuyển từ chế độ lớp bọt sang phun tia ((pt 7.10) và (pt 12)):

$$h_{cl} = h_{cl\,H_2O}.\left(\frac{996}{\rho_l}\right)^{0.5(1-n)} = 7,98.\left(\frac{996}{841}\right)^{0.5(1-0,0309)} = 8,66\,mm$$

Với n = 0,00091d_h/A_f = 0,0091.4.76/0,14= 0,0309

* Tính yếu tố C_{SB} tại điểm sặc theo phương trình Kister – Haas (pt 7.9):

$$C_{SB\,f} = 0,0277(d_h^2\sigma/\rho_L)^{0,125}.(\rho_G/\rho_L)^{0,1}.(TS/h_{ct})^{0,5} =$$

$$= 0,0277(4,76^2.25/841)^{0,125}.(0,481/841)^{0,1}.(500/8,66)^{0,5} = 0,0947\ m/s$$

* Tính yếu tố C_{SB} theo phương trình Fair:

+ Tính thông số dòng (pt 7.17)

$$F_{LG} = \frac{L}{G}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,5} = \frac{22000}{25500}\left(\frac{0,481}{841}\right)^{0,5} = 0,021$$

+ Từ hình 7.19 tìm được $C_{SB.f}$ khi khoảng cách giữa các đĩa TS = 500 mm:

$C_{SB}.f = 0,095$ m/s

+ Hiệu chỉnh theo sức căng bề mặt $\sigma = 25$ dyn/cm:

$$C_{SB} = C_{SB\,f}.\left(\frac{20}{\sigma}\right)^{0,2} = 0,0993\ m/s$$

Giá trị này cao hơn khoảng 5% so với giá trị nhận được theo phương pháp Kister–Haas.

* Tính yếu tố C ở điều kiện thiết kế, theo diện tích tự do của đĩa A_N:

+ Vận tốc của dòng hơi: $U = \dfrac{25500}{3600.\rho_G.A_N} = \dfrac{25500}{3600.0,481.4,66} = 3,16$ m/s

+ Yếu tố C: $C = U\sqrt{\dfrac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} = 3,16.\sqrt{\dfrac{0,481}{841 - 0,481}} = 0,0756$ m/s

Giá trị của yếu tố C bằng khoảng 80% giá trị của yếu tố $C_{SB\,f}$ tại điểm sặc. Tháp với các thông số đã cho hoàn toàn thích hợp với các điều kiện làm việc theo yêu cầu đặt ra.

7.1.21. Hiện tượng sặc (ngập) kênh chảy truyền lỏng

Lỏng đã bị sục khí sẽ tích tụ lại trong kênh chảy truyền là do trở lực của đĩa, do chiều cao của lớp lỏng trên đĩa và do mất mát năng lượng do ma sát với thành kênh chảy truyền (hình 7.20). Tất cả các nguyên nhân trên sẽ được tăng cường khi lưu lượng của dòng lỏng tăng lên. Ngoài ra, trở lực của đĩa cũng sẽ tăng lên khi lưu lượng của pha khí tăng lên.

Khi lượng lỏng đã bị sục khí, tích tụ trong kênh chảy truyền tăng lên và có chiều cao cột lỏng đã bị sục khí lớn hơn khoảng cách giữa hai đĩa, thì lỏng sẽ tích lại trên đĩa và gây ra ngập (sặc) kênh chảy truyền lỏng.

Chiều cao của lỏng tích tụ lại trong kênh chảy truyền tính được từ cân bằng áp suất:

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{da} + h_{hg} \qquad (7.20a)$$

Ở đây:

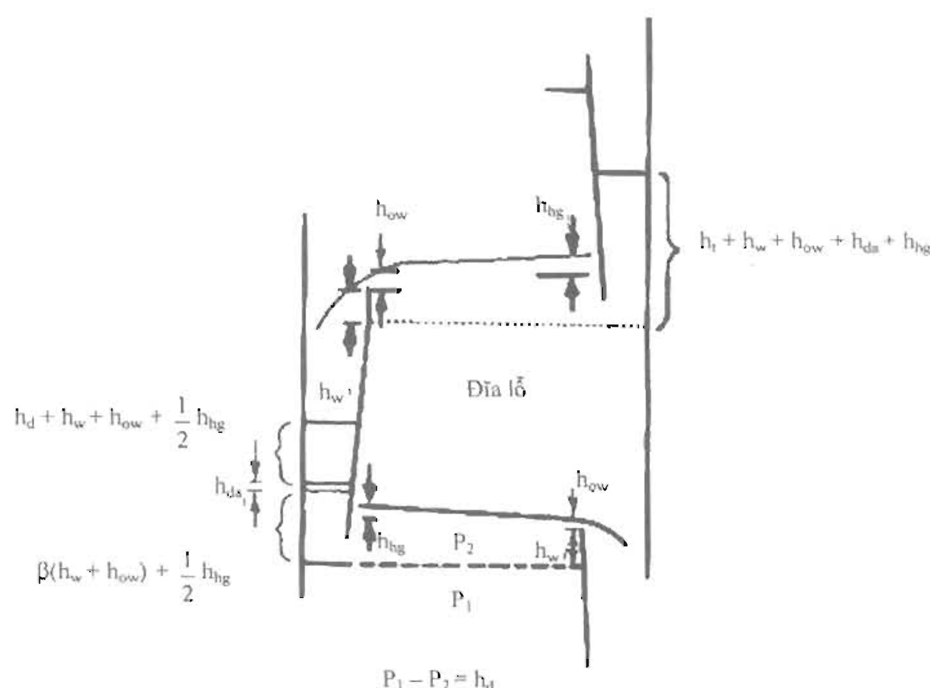
h_{dc} – chiều cao lớp lỏng trong ở trong kênh chảy truyền (mm lỏng);

h_t – trở lực chung của đĩa (mm lỏng);

h_w – chiều cao ngưỡng chảy tràn ở phía lỏng đi ra khỏi đĩa (mm lỏng);

h_{ow} – chiều cao của lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn (mm lỏng);

h_{da} – trở lực ở dưới đáy kênh chảy truyền khi dòng lỏng đi qua khe giữa đáy của kênh chảy truyền và mặt đĩa (mm lỏng).



Hình 7.20. Các hợp phần của trở lực của đĩa

h_d – trở lực tạo ra khi dòng khí đi qua chóp, lỗ của đĩa và trở lực này tương đương với chiều cao của lỏng ở trên đĩa;

h_w – chiều cao ngưỡng chảy tràn;

h_{ow} – chiều cao của lớp bọt ở phía trên của ngưỡng chảy tràn;

h_{hg} – gradien thủy lực;

h_{da} – trở lực tạo ra khi dòng lỏng đi qua khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa.

Các hợp phần trở lực của đĩa (được biểu diễn bằng chiều cao của cột lỏng) trong công thức (7.20a) phải có cùng một đơn vị đo (ví dụ như đo bằng mm (hoặc in) cột chất lỏng ở điều kiện làm việc ở trên đĩa).

Như đã ghi nhận ở trên, chiều cao h_{dc} được biểu diễn qua chiều cao cột chất lỏng sạch tương đương. Trong thực tế, lỏng trong kênh chảy truyền có chứa một lượng khí vì vậy chiều cao hỗn hợp lỏng – khí trong kênh chảy truyền sẽ bằng:

$$h'_{dc} = h_{dc}/\Phi_{dc} \tag{7.20b}$$

Ở đây: Φ_{dc} – khối lượng riêng tương đối trung bình (bằng tỉ số giữa khối lượng riêng của lớp bọt trên khối lượng riêng của lỏng) ở trong kênh chảy truyền.

Khi thiết kế, chiều cao h'_{dc} không thể lớn hơn khoảng cách giữa hai đĩa cộng thêm chiều cao ngưỡng chảy tràn, nếu không trạng thái sặc đĩa có thể sẽ xảy ra sớm hơn.

Giá trị của đại lượng Φ_{dc} phụ thuộc vào khả năng thoát khí ra khỏi hỗn hợp long – khí (điều kiện lớp bọt bị phá vỡ) ở trong kênh chảy truyền. Trong trường hợp khi các bọt khí đi qua lỏng lên phía trên với tốc độ cao (khi khối lượng riêng của khí nhỏ, độ nhớt của lỏng thấp, khả năng tạo bọt của hệ thấp) thì hỗn hợp lỏng – bọt khí bị phá vỡ nhanh và chất lỏng khá trong sẽ choán đầy phần đáy kênh chảy truyền (hình 7.1). Cho các trường hợp trên trong thực tế thường sử dụng các giá trị cao hơn của đại lượng Φ_{dc}. Trong các trường hợp khi các bọt khí đi qua lỏng ở phía trên với tốc độ thấp (khối lượng riêng của khí lớn, độ nhớt của lỏng cao, khả năng tạo bọt của hệ cao), thì các giá trị nhỏ hơn của đại lượng Φ_{dc} nên được sử dụng.

Khi tiến đến gần điểm giới hạn trong chưng cất và hấp thụ ở áp suất cao thì những biện pháp đề phòng đặc biệt bắt buộc phải được sử dụng trong việc xác định kích thước của kênh chảy truyền.

Các giá trị thường được sử dụng trong công nghiệp của đại lượng ϕ_{dc} xem trong bảng 7.4.

Bảng 7.4 Các tiêu chuẩn chọn yếu tố sục khí Φ_{dc} cho kênh chảy truyền

Xu thế tạo bọt	Tiêu chuẩn của Bolles		Tiêu chuẩn của Glitsch		Tiêu chuẩn của Fair và các cộng sự	
	Ví dụ	ϕ_{dc}	Ví dụ	ϕ_{dc}	Ví dụ	Φ_{dc}
Thấp	Các hydrocacbon có phân tử lượng thấp và các rượu	0,6	$\rho_G < 1,0 lb/ft^3$	0,6	Hệ có bọt khí nổi lên nhanh (như hệ có khối lượng riêng của khí nhỏ và độ nhớt của lỏng nhỏ	0,5
Trung bình	Chưng cất các hydrocacbon có phân tử lượng trung bình	0,5	$1,0 < \rho_G < 3,0 lb/ft^3$	0,5		
Cao và rất cao	Hấp thụ dầu khoáng Các amin và các glycol	0,4 0,3	$\rho_G > 3,0 lb/ft^3$	0,4	Các hệ có tốc độ nổi lên của bọt thấp (khi có khối lượng riêng của khí cao, độ nhớt của lỏng cao, các hệ tạo bọt)	0,2 – 0,3

Chú ý.

• Để chuyển từ đơn vị của Anh lb/ft^3 sang đơn vị kg/m^3 cần nhân với hệ số 16,0.

• Bảng số liệu cho trên đây lấy từ tài liệu tham khảo [H.Z. Kister. Distillation Design, 1992, McGraw–Hill,Inc].

7.1.22. Tắc nghẽn kênh chảy truyền lỏng

Tắc nghẽn kênh chảy truyền lỏng còn được gọi là nghẽn cửa vào của kênh chảy truyền, hay còn gọi là nghẽn tốc độ của kênh chảy truyền.

Kênh chảy truyền lỏng phải đủ rộng để có thể chuyển dòng lỏng từ đĩa trên xuống đĩa dưới. Khi trở lực ở cửa ra của kênh chảy truyền tăng quá mức bình thường, và (hoặc) lưu lượng dòng khí thoát ra

từ hỗn hợp lỏng–khí trong kênh chảy truyền và đi ngược dòng pha lỏng lên phía trên quá lớn sẽ cản trở dòng lỏng chảy xuống phía dưới, dẫn đến việc tích lũy lỏng trong kênh chảy truyền và tạo ra hiện tượng "tắc nghẽn kênh chảy truyền lỏng" ở đĩa phía trên.

Thông số thiết kế quan trọng nhất của kênh chảy truyền chính là diện tích phần trên đỉnh của kênh chảy truyền. Khi đi trong kênh chảy truyền từ trên xuống, khí sẽ tách dần ra khỏi hỗn hợp lỏng–khí và lượng khí được thoát ra sẽ đi ngược lên trên, nhưng lượng khí thoát ra sẽ giảm dần khi đi từ cửa vào xuống cửa ra của kênh chảy truyền.

Đối với kênh chảy truyền kiểu nghiêng, diện tích chảy truyền ở phần dưới của kênh thường bằng 50–60% diện tích chảy truyền ở phần trên đỉnh của kênh như vậy diện tích chảy truyền giảm đủ nhỏ để diện tích chảy truyền ở phần trên đỉnh của kênh vẫn là thông số quan trọng nhất và việc kiểm tra tắc nghẽn kênh chảy truyền vẫn phải tiến hành theo diện tích phần trên đỉnh của kênh.

Các phương trình đã công bố dùng để kiểm tra sự tắc nghẽn của kênh chảy truyền đều không đáp ứng được yêu cầu về độ chính xác. Trong trường hợp thiếu các số liệu về sự tắc nghẽn của kênh chảy truyền, tốt nhất nên sử dụng tiêu chuẩn về tốc độ tối đa của chất lỏng trong tại cửa vào của kênh chảy truyền. H.Z.Kister [Distillation Operation, McGraw–Hill, New York, 1990] đã xem xét nhiều tiêu chuẩn đã công bố khác nhau về tốc độ tối đa của lỏng trong kênh chảy truyền và đã kết hợp chúng lại thành bộ tiêu chuẩn chỉ dẫn duy nhất (bảng 7.5) về tốc độ tối đa của lỏng trong kênh chảy truyền.

Bảng 7.5 Tốc độ tối đa của lỏng trong kênh chảy truyền

Khả năng tạo bọt	Ví dụ	Tốc độ lỏng trong kênh chảy truyền (ft/s)		
		Khoảng cách đĩa 18 in	Khoảng cách đĩa 24 in	Khoảng cách đĩa 30 in
Thấp	Áp suất thấp (< 100 psia), hydrocacbon nhẹ, các chất ổn định Hệ mô hình: không khí – nước	0,4 – 0,5	0,5 – 0,6	0,5 – 0,6
Trung bình	Các hệ dầu, chưng chất dầu thô, dung môi hấp thụ, các hydrocacbon ở áp suất trung bình (100 – 300 psia)	0,3 – 0,4	0,4 – 0,5	0,4 – 0,5
Cao	Các amin, glycerine, các glycol, các hydrocacbon nhẹ ở áp suất cao (> 300 psia)	0,2 – 0,25	0,2 – 0,25	0,2 – 0,3

Chú ý:

· Để chuyển từ đơn vị ft/s sang m/s phải nhân với hệ số 0,3048

· Để chuyển từ đơn vị in sang mm phải nhân với hệ số 25,4

· Để chuyển từ đơn vị psia sang bar phải nhân với hệ số 0,0689

· Tài liệu tham khảo [Kister H.Z. Distillation Design, 1990, McGraw–Hill, Inc].

Cho trường hợp khoảng cách giữa các đĩa bằng 30 in, các giá trị dẫn trong bảng 7.5 đã được Kister kiểm tra lại bằng thực nghiệm. Các giá trị được đưa ra trong bảng 7.5 không thật sự chắc chắn, vì vậy khi thiết kế kênh chảy truyền nên nhân các giá trị này với hệ số an toàn bằng 0,75. Đối với các hệ có khả năng tạo bọt cao, khi không sử dụng được các chất chống tạo bọt, tốc độ lỏng đi trong kênh chảy truyền khi thiết kế nên giảm xuống đến giá trị 0,1–0,15 ft/s (0,03–0,045 m/s).

Trong một số trường hợp, để xác định được tốc độ lỏng đi trong kênh chảy truyền, chỉ tiêu thời gian lưu cần thiết để giải phóng khí ra khỏi lỏng khi lỏng đi trong kênh chảy truyền để có thể nhận được lỏng tương đối sạch khí trước khi đi vào đĩa phía dưới, có thể được sử dụng. Nếu như lượng khí được tách ra khỏi lỏng trong kênh chảy truyền không ở mức hợp lí thì tắc nghẽn kênh chảy truyền có thể xảy ra.

H.Z. Kister đã khảo sát kỹ các số liệu đã công bố về tiêu chuẩn thời gian lưu của lỏng trong kênh chảy truyền và khuyên nên sử dụng tiêu chuẩn về thời gian lưu do Bolles (1977) và do Erbar-Maddox đề xuất [Maddox , Process Engineer's Absorption Pocket Handbook, Gulf Publishing, Houston 1985]. Cả hai bộ tiêu chuẩn trên đều tương tự nhau và được tóm tắt lại trong bảng 7.6. Thời gian lưu được dẫn trong bảng 7.6 là thời gian lưu biểu kiến và được định nghĩa bằng tỷ số của thể tích toàn bộ của kênh chảy truyền trên lượng lỏng sạch khí đi trong kênh chảy truyền.

Bảng 7.6. Thời gian lưu nhỏ nhất của lỏng trong kênh chảy truyền

Khả năng tạo bọt	Ví dụ	Thời gian lưu, s
Thấp	Các hydrocarbon phân tử lượng thấp, các rượu	3
Trung bình	Các hydrocarbon phân tử lượng thấp, các rượu	5
Cao	Các dung môi hấp thụ loại dầu khoáng	5
Rất cao	Các amin và các glycol	7

Chú ý. H.Z.Kister cho rằng các hydrocarbon phân tử thấp thuộc trường hợp các hydrocarbon nhẹ ở áp suất khí quyển hoặc chân không. Khả năng tạo bọt khi chưng cất các hydrocacbon nhẹ ở áp suất trung bình (>7bar (100 psia)) thuộc loại trung bình, còn ở áp suất cao (> 21 bar (300 psia)) thuộc loại cao.

Khi giảm kích thước của kênh chảy truyền loại viên phân, thì chiều rộng của kênh sẽ giảm nhanh hơn chiều dài, và khi đó kênh chảy truyền sẽ có hình dạng của một rãnh hẹp và dài. Hình dạng trên của kênh chảy truyền sẽ làm tăng trở lực đối với dòng lỏng chảy từ trên xuống, cũng như đối với dòng khí được tách ra từ lỏng và đi từ dưới lên trong kênh chảy truyền.

Kênh chảy truyền có kích thước bé đặc biệt nhạy cảm đối với khả năng tạo bọt, với khả năng tắc nghẽn, với sai số lớn khi chế tạo kênh, cũng như với sự xuất hiện của các hạt rắn. Thông thường, kênh chảy truyền dạng viên phân có diện tích nhỏ hơn 5% diện tích tiết diện ngang của tháp nên tránh được sử dụng. Những phân tích chi tiết hơn về kênh chảy truyền kích thước nhỏ xem trong tài liệu [Kister H.Z, Distillation Operation, McGrand Hill, New York, 1990].

7.1.23. Yếu tố giảm tốc SF (hệ số giảm tải)

Đối với một số hệ các phương trình dự đoán sặc đĩa đều cho các kết quả rất khả quan. Trong nhiều trường hợp, để khắc phục sự không khớp nhau về các kết quả dự đoán và thực tế, thường sử dụng yếu tố giảm tốc (hoặc hệ số hệ thống, hệ số giảm tải) kinh nghiệm (SF < 1,0).

Để có thể nhận được giá trị tải trọng sặc thực tế (tải trọng sặc đã được nhân với hệ số hệ thống), cần phải xác định được tải trọng của khí tại điểm sặc (sặc do cuốn lỏng), hoặc tải trọng lỏng tại điểm sặc (sặc do tắc nghẽn kênh chảy truyền) theo các phương trình truyền thống, sau đó nhân với hệ số giảm tải SF.

Trong trường hợp sặc đĩa do tắc nghẽn kênh chảy truyền, thì sau khi tính chiều cao lớp bọt theo các phương trình truyền thống, phải chia chiều cao này cho hệ số giảm tải SF (yếu tố giảm tốc).

Hệ số giảm tải phụ thuộc không rõ ràng vào khả năng tạo bọt của hệ và hệ số này cũng có thể áp dụng được cho các hệ không tạo bọt khi các phương trình chuẩn dùng để dự đoán điểm sặc đĩa đều cho kết quả quá cao. Trong một vài trường hợp, hệ số giảm tải được sử dụng chỉ như hệ số thiết kế an toàn.

Brierley [Chem. Eng. Prog. July 1994, p.68] cho rằng một số hệ số giảm tải xuất phát từ việc vận hành sai của nhà máy, hoặc do giải thích sai các số liệu của nhà máy. Kister H.Z đã sắp xếp các số liệu đã công bố về hệ số giảm tải trong bảng 7.3.

Việc sử dụng hệ số giảm tải trong thực tế thường gặp nhiều trường hợp không nhất quán và nhiều lúng túng vì vậy cần phải có những thận trọng nhất định. Những trường hợp sau đây cần phải được phân biệt cẩn thận:

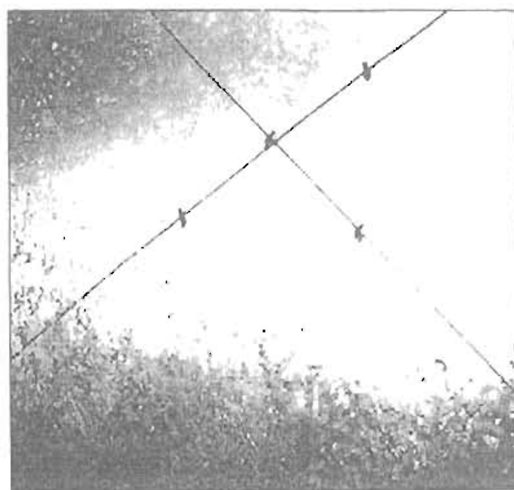
1. Phải phân biệt được cơ chế gây ra sặc đĩa, để từ đó áp dụng hệ số giảm tải cho loại cơ chế này (sặc đĩa do cuốn lỏng theo hơi, do lượng lỏng tích tụ lại trong kênh chảy truyền, do tắc nghẽn kênh chảy truyền hoặc do tất cả các cơ chế trên).

2. Phải tránh áp dụng hệ số giảm tải kép. Ví dụ, các giá trị SF trong bảng 7.3 có thể áp dụng cùng với phương trình Kister (7.9) vì phương trình Kister không tính đến khả năng tạo bọt. Tuy nhiên, khi áp dụng các giá trị trong bảng 7.3 với các phương trình hoặc các tiêu chuẩn đã tính đến khả năng tạo bọt (ví dụ như tiêu chuẩn cho tắc nghẽn kênh chảy truyền đã cho trong bảng (7.5 và 7.6)) thì các tính toán về điểm sặc đĩa đã được áp dụng hệ số giảm tải kép. Tương tự, nếu hai hệ số giảm tải khác nhau trong bảng 7.3 có thể áp dụng được cho cùng một hệ, thì chỉ được sử dụng một trong hai hệ số đó.

3. Các giá trị của các hệ số giảm tải theo các tài liệu khác nhau thường khác nhau, và có thể phụ thuộc vào phương trình được sử dụng cũng như phụ thuộc vào hệ đang xét. Ví dụ: một số ứng dụng quá trình rửa bằng xút có khả năng tạo bọt mãnh mẽ hơn nhiều so với các trường hợp rửa xút khác (xem ghi chú trong bảng 7.3). Các hệ số giảm tải dẫn trong bảng 7.3 là các số liệu chỉ dẫn hữu ích, nhưng không phải là tuyệt đối đầy đủ cho tất cả các trường hợp.

7.1.24. Lượng lỏng bị cuốn theo khí

Trên hình 7.21 là hình ảnh một lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí từ đĩa dưới lên đĩa trên của tháp. Do lỏng ở đĩa dưới có nồng độ cấu tử khó bay hơi cao hơn so với nồng độ của cấu tử này ở đĩa trên, nên sự cuốn lỏng theo dòng khí từ đĩa dưới lên đĩa trên sẽ có tác dụng ngược lại với tác dụng của quá trình chuyển khối, và vì vậy hiệu suất của đĩa sẽ bị giảm xuống. Trong một số trường hợp, lượng lỏng bị cuốn theo khí có thể kéo theo các tạp không bay hơi lên phía trên và làm nhiễm bẩn sản phẩm đỉnh của tháp, hoặc có thể làm hỏng các bộ phận chuyển động gặp trên đường đi của khí ở trên đỉnh tháp.



Hình 7.21. Sự cuốn lỏng theo khí

7.1.24.1. Ảnh hưởng của tốc độ khí

Lượng lỏng bị cuốn theo khí sẽ tăng lên khi tốc độ của pha khí tăng lên và năng lượng của lượng lỏng cũng sẽ tăng lên ở mức cao hơn. Trong trường hợp tổng quát, khi năng lượng của lỏng bị cuốn theo khí ở mức thấp thì đây là dấu hiệu của sự thay đổi dần dần đặc trưng cho các hệ ở áp suất thấp. Các mức năng lượng cao hơn của lỏng bị cuốn theo khí chính là dấu hiệu của sự thay đổi nhanh đặc trưng cho các hệ ở áp suất cao.

Do có sự thay đổi của lượng lỏng bị cuốn theo khí khi tốc độ của dòng khí tăng lên ở áp suất cao, nên tốc độ khí tại thời điểm lượng lỏng bị cuốn theo khí trở nên đáng kể sẽ có xu hướng trùng với điểm sặc đĩa. Tại áp suất thấp, tốc độ thay đổi của lượng lỏng bị cuốn theo khí theo tốc độ dòng khí sẽ thấp hơn nhiều so với trường hợp khi hệ ở áp suất cao, và vì vậy lượng lỏng bị cuốn theo khí có thể đã trở

nên đáng kể ngay cả khi hệ làm việc ở dưới xa điểm sặc đĩa. Chính vì lý do trên nên việc xác định lượng lỏng bị cuốn theo tại điểm sặc đĩa cho các hệ áp suất thấp và áp suất chân không luôn gặp khó khăn. Trong khi đó cho các hệ áp suất cao, các rắc rối này lại rất hiếm khi gặp phải, và nếu như ở các hệ này các vấn đề trên xuất hiện thì lượng lỏng bị cuốn theo khí thường sẽ chứng tỏ đây hoặc là thời điểm sặc đĩa, hoặc là hệ làm việc không bình thường.

7 1.24.2. Ảnh hưởng của lưu lượng dòng lỏng

Khi lưu lượng dòng lỏng tăng lên nhưng vẫn giữ nguyên lưu lượng dòng khí thì lúc đầu lượng lỏng bị cuốn theo khí sẽ giảm xuống, sau đó đi qua điểm cực tiểu và cuối cùng sẽ tăng lên [Sakata and Yanagi, I.Chem.E. Symp. Ser. 56, 3.2/21 (1979); Porter and Jenking, I.Chem.E. Symp. Ser. 56, Summary paper, 1979; Friend, Lemieux and Schreiner, Chem.Eng., October 31, 1960, p.101].

Điểm cực tiểu của lượng lỏng bị cuốn theo sẽ trùng với điểm cực đại trên đồ thị giới hạn sặc (yếu tố sặc do lỏng bị cuốn theo F_S)–lưu lượng dòng lỏng (hình 7.17). Khi tải trọng lỏng nhỏ (chế độ phun tia), nếu tăng lưu lượng dòng lỏng thì các hiện tượng chia nhỏ dòng lỏng, tạo giọt lỏng sẽ bị chặn lại và hậu quả là lượng lỏng bị cuốn theo khí cũng sẽ được ngăn chặn. Khi tải trọng lỏng cao thì khoảng cách hiệu dụng giữa các đĩa sẽ giảm và vì vậy lượng lỏng bị cuốn theo khí sẽ tăng lên. Điểm cực tiểu của lượng lỏng bị cuốn theo khí được nhiều nhà nghiên cứu giải thích bằng sự chuyển chế độ từ chủ yếu phun tia sang chế độ lớp bọt [Porter and Jenkins, I.Chem.E.Symp.Ser.56, Summary paper 1979; Kister and Hass. I. Chem. E. Symp. Ser. 114. p.A483 (1987)].

7.1.24.3. Ảnh hưởng của các yếu tố khác

Lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí sẽ giảm xuống khi khoảng cách giữa các đĩa tăng lên, và sẽ tăng lên khi đường kính của lỗ tăng lên [Kister and Haas, Chem. E. Symp. Ser. 104, p. A483 (1987); Ind. Eng. Chem. Res. 27, p. 2331 (1988); Lemieux and Scotti, Chem. Eng. Prog. 65(3), 52 (1969)].

Ảnh hưởng của đường kính lỗ đến lượng lỏng bị cuốn theo khí sẽ lớn hơn ở chế độ phun tia, nhưng ở chế độ lớp bọt sẽ nhỏ.

Ở chế độ phun tia, lượng lỏng bị cuốn theo khí sẽ tăng lên khi phần diện tích của lỗ ở trên đĩa sẽ giảm xuống. Ngược lại, ở chế độ lớp bọt, ảnh hưởng của phần diện tích lỗ sẽ không đáng kể [Yanagi and Sacata. Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 21, 712 (1982); Kister and Haas, tài liệu đã dẫn].

7.1.25. Dự đoán điểm sặc đĩa

Ở chế độ phun tia, các số liệu dự đoán điểm sặc đĩa theo phương trình Kister – Haas phù hợp khá tốt với các số liệu thực nghiệm cho các đĩa kích thước công nghiệp và đĩa quy mô bán sản xuất [I. Chem. E. Symp. Ser. 104, p.A483 (1987)]. Phương trình Kister – Haas có dạng:

$$E_s = 4,742^{\left(\frac{10}{\sqrt{\sigma}}\right)^{1,64}} . \chi^{\left(\frac{10}{\sqrt{\sigma}}\right)} \quad (7.21)$$

Ở đây:

E_s – lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí (kg) tính theo 1kg của dòng khí, kg/kg;

$$\chi = 872\left(\frac{u_B.h_{LI}}{\sqrt{d_H.S}}\right)^4 \left(\frac{\rho_G}{Q_L\varsigma_L}\right)\left(\frac{\rho_l - \rho_G}{\sigma}\right)^{0,25} \quad (7.22)$$

$$h_{LI} = \frac{h_{ct}}{1+0,00262\,h_w} \quad (7.23)$$

Trong các phương trình trên, các đại lượng có đơn vị đo thuộc hệ đơn vị mét.

Phạm vi ứng dụng của phương trình Kister – Haas xem trong bảng 7.7.

Chiều cao của chất lỏng sạch khí h_{ct} ở chế độ chuyển tiếp từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia được tính theo các phương trình của Jeronimo và Sawistowski [Trans. Inst. Chem. Engnrs. 51, 265 (1973)] (từ phương trình 7.10 đến 7.12).

Trong hàng chục năm nay, phương trình của Fair [Pet/Chem. Eng. 33(10), 45 (September 1961)] đã được sử dụng để dự đoán điểm sặc đĩa do cuốn lỏng theo khí. Tuy nhiên ở chế độ phun tia, phương trình Kister–Haas dự đoán điểm sặc đĩa có độ chính xác cao hơn [Koziol and MacKowiak, Chem. Eng. Process, 27, p. 145 (1990)]. Nhưng ở chế độ lớp bọt, phương trình Kister–Haas không áp dụng được, vì vậy phương trình Fair vẫn là phương trình chuẩn dùng để dự đoán điểm sặc đĩa trong công nghiệp.

Phương trình Fair được thể hiện trên hình 7.22 dùng để dự đoán lượng lỏng cuốn theo khí phụ thuộc vào thông số của dòng F_{LG} (phương trình 7.17), cũng như phụ thuộc vào tỷ số tốc độ của khí trên tốc độ của khí tại điểm sặc do cuốn lỏng (% sặc). Tung độ Ψ của đồ thị trên là phần của lượng lỏng bị cuốn theo khí tính theo lưu lượng dòng lỏng đi từ đĩa trên xuống đĩa dưới

$$\psi = \frac{e}{L_m + e} \qquad (7.24)$$

Ở đây: e– lưu lượng lỏng bị cuốn theo khí, mol/s;

L_m– lưu lượng dòng lỏng không bao gồm phần lỏng bị cuốn theo khí (mol/s).

Phương trình Colburn [Ind.Eng.Chem., 28,526(1936)] cũng có hiệu lực đối với các giá trị Ψ xác định theo hình 7.17:

$$\frac{E_a}{E_{mv}} = \frac{1}{1 + E_{mv}\left[\psi/(1-\psi)\right]} \qquad (7.25)$$

E_{mv} – Hiệu suất Murphree tính theo pha hơi (phương trình 7.66);

E_a – Hiệu suất Murphree tính theo pha hơi đã được hiệu chỉnh theo phần lỏng cuốn theo pha khí từ đĩa dưới lên đĩa trên.

Bảng 7.7 Phạm vi ứng dụng của phương trình Kister – Hass dùng để dự đoán lượng lỏng bị cuốn theo khí ở chế độ phun tia

Chế độ	Chỉ ở chế độ phun tia (chế độ tia).
Áp suất	20 – 1200 kPa (3 – 180 psia).
Tốc độ khí	0,4 – 5 m/s (1,3 –15 ft/s).
Lưu lượng dòng lỏng	3 – 40 m^3/(m.h) (0,5–4,5 gpm/in).
Khối lượng riêng của khí	0,5 – 30 kg/ m^3 $\left(0{,}03 - 2\ lb/ft^3\right)$
Khối lượng riêng của lỏng	450 –1500 kg/ m^3 $\left(30 - 90\ lb/ft^3\right)$
Sức căng bề mặt	5 – 80 mN/m (dyn/cm).
Độ nhớt của lỏng	0,05 – 2 cP.
Khoảng cách giữa các đĩa	400 – 900 mm (15 – 36 in).
Đường kính lỗ	3 – 15 mm (0,125 – 0,75 in).
Phần diện tích lỗ	0,07 – 0,16.
Chiều cao ngưỡng chảy tràn	10 – 80 mm (0,5 – 3 in).

Phương trình Collum được thiết lập dựa vào giả thiết lỏng trên đĩa được khuấy trộn hoàn hảo. Trong trường hợp lỏng trên đĩa hoàn toàn không bị khuấy trộn (lỏng trên đĩa chuyển động ở chế độ đẩy lý tưởng). Rahman và Lockett [I. Chem. E. Symp. Ser. No. 61, 111 (1981)] cùng các cộng sự [Chem. Eng. Sci. 38, 661 (1983)] đã đưa ra các hiệu chỉnh.

Trong bài báo trình bày tại [the AIChE Annual Metting, Chicago, Ill; November 1996] Fair đã xử lý các số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đĩa và đưa ra quan hệ giữa sự giảm hiệu suất của đĩa và sự tăng lượng chất lỏng bị cuốn theo khí ở vùng lân cận của điểm sặc:

$$\ln\psi = A + B\phi + c\phi^2 \tag{7.26}$$

Ở đây: ϕ – phần tải trọng làm việc so với tải trọng ở trạng thái sặc đĩa do lỏng bị cuốn theo khí.

A, B, C – là các hằng số cho trong bảng sau:

	A	B	C
Hiệu suất bị giảm ở mức cao	–3,1898	–4,7413	7,5312
Hiệu suất bị giảm ở mức độ trung bình	–3,2108	–8,9049	11,6291
Hiệu suất bị giảm ở mức độ thấp	4,0992	–29,9141	25,3343

Đại lượng Φ có thể được đánh giá hoặc theo phương pháp Kister–Haas hoặc theo phương pháp Fair.

Phương trình Fair đã được kiểm tra bằng thực nghiệm cho loại đĩa lỗ cho các giá trị của thông số dòng trong khoảng F_{LG} = 0,024 đến 0,087.

Ví dụ 7.2: Xác định ảnh hưởng của lượng lỏng bị cuốn theo hơi đến hiệu suất của đĩa.

Cho tháp ở ví dụ 7.1, hãy đánh giá mức độ giảm hiệu suất của đĩa nếu như chế độ làm việc thiết kế được đẩy từ 80% điểm sặc lên 90% điểm sặc. Biết hiệu suất Murphree khô trung bình của đĩa bằng 70%.

Bài giải:

Do khối lượng riêng của hơi và của lỏng, cũng như tỉ số L/V không thay đổi so với ví dụ 7.1, nên thông số dòng đã tính được bằng F_{LG} = 0,021.

Ở 80% và 90% điểm sặc, tra trên hình 7.22 được các giá trị Ψ tương ứng là Ψ = 0,15 và Ψ = 0,24.

Mức độ giảm của hiệu suất được xác định theo phương trình Collum (7.25):

Tại 80% điểm sặc: $\dfrac{E_a}{E_{mv}} = \dfrac{1}{1 + E_{mv}[\psi/(1-\psi)]} = \dfrac{1}{1 + 0{,}70[0{,}15/(1-0{,}15)]} = 0{,}89$

Tại 90% điểm sặc: $\dfrac{E_a}{E_{mv}} = \dfrac{1}{1 + E_{mv}[\psi/(1-\psi)]} = \dfrac{1}{1 + 0{,}70[0{,}24/(1-0{,}24)]} = 0{,}82$

Hiệu suất tại 80% điểm sặc:

$$E_a = 0{,}89.\ E_{mv} = 0{,}89.0{,}7 = 0{,}62$$

Và tại 90 % điểm sặc:

$$E_a = 0{,}82.\ E_{mv} = 0{,}82.0{,}7 = 0{,}57$$

Như vậy hiệu suất đĩa giảm từ 62% xuống 57%.

Phương pháp Fair (phương trình 7.26)

Tại điểm làm việc 80% và 90% điểm sặc, chọn các giá trị của các hằng số A, B, C cho trường hợp giảm hiệu suất trung bình A= –3,2108; B= –8,9049 và C = 11,6291. Khi đó tại 80% điểm sặc:

$$\ln\psi = A + B\phi + c\phi^2 = -3{,}2108 - 8{,}9049.(0{,}80) + 11{,}6291(0{,}80)^2$$

Rút ra ψ = 0,056

Và theo phương trình (7.25):

$$\frac{E_a}{E_{mv}} = 0{,}96 \text{ và } E_a = 0{,}96.\ E_{mv} = 0{,}96.0{,}70 = 0{,}67$$

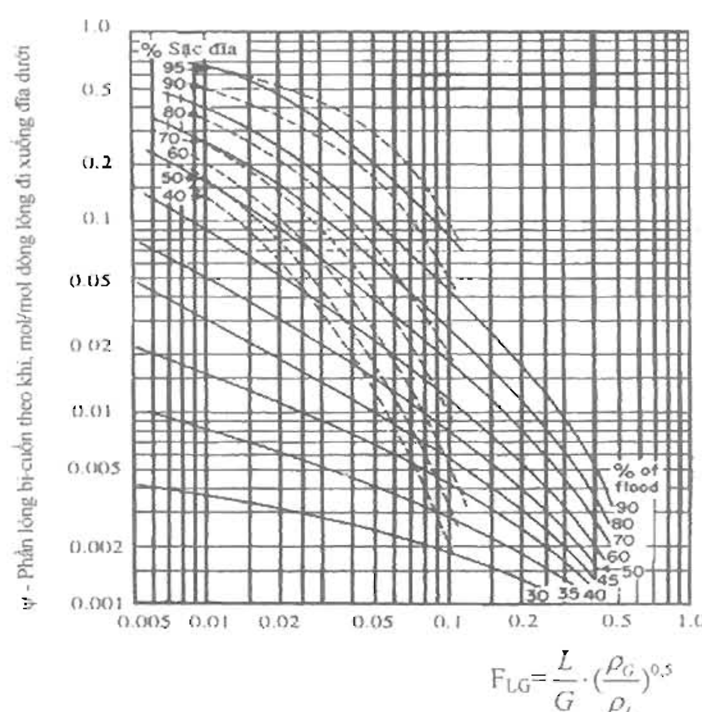
Tại 90% điểm sặc

$$\ln\psi = A + B\phi + c\phi^2 = -3{,}2108 - 8{,}9049.(0{,}90) + 11{,}6291(0{,}90)^2$$

Rút ra ψ = 0,164; Và

$$\frac{E_a}{E_{mv}} = 0{,}88 \text{ và } E_a = 0{,}88.\ E_{mv} = 0{,}88.0{,}70 = 0{,}62$$

Như vậy hiệu suất đĩa sẽ giảm từ 67% xuống 62%.



$$F_{LG} = \frac{L}{G}\cdot\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,5}$$

Hình 7.22. Đồ thị tham số dùng để xác định lượng lỏng bị cuốn theo khí (phương trình Fair)
L/G- tỉ số dòng khối lượng của lỏng và khí;

ρ_G, ρ_L - khối lượng riêng của khí và lỏng (kg/m³); Tham số trên đồ thị: % sặc đĩa.

——— Đĩa loại lỗ; - - - - - Đĩa loại chóp.

7.1.26. Trở lực của đĩa

Khi tiến hành chưng cất chân không, nếu trở lực của đĩa tăng sẽ làm tăng nhiệt độ ở dưới đáy tháp và kết quả sẽ làm tăng khả năng phân hủy nhiệt, tăng khả năng polyme hóa các chất, tăng khả năng cốc hóa và tăng khả năng tắc nghẽn tháp. Ngoài ra, tăng trở lực của đĩa cũng đòi hỏi phải tăng công suất cần thiết của hệ thống tạo chân không, tăng công suất cần thiết của thiết bị đun bay hơi đáy tháp cũng như tăng tải trọng cần thiết của tháp. Trong trường hợp sử dụng bơm hút chân không, tăng trở lực của đĩa sẽ làm tăng kích thước của bơm chân không và năng lượng tiêu hao cũng sẽ tăng lên. Vì các lí do nêu ở trên, nên trong thực tế luôn cần các giải pháp để giảm trở lực của đĩa đến mức thấp nhất.

Các phương pháp sử dụng để đánh giá trở lực của đĩa thường tương tự như nhau cho các loại đĩa thông thường. Trở lực tổng cộng của đĩa bao gồm các hợp phần sau đây:

$$h_t = h_d + h_L \qquad (7.27)$$

Ở đây: h_t – Trở lực tổng cộng của đĩa, mm cột chất lỏng;

h_d – Trở lực của đĩa khô (do các lỗ của đĩa lỗ hoặc do các van khô của đĩa van tạo ra), mm cột chất lỏng;

h'_L – Trở lực do lớp hỗn hợp lỏng – khí trên đĩa tạo ra, mm cột chất lỏng.

Để cho thuận tiện và chặt chẽ, các hợp phần trở lực của đĩa h_d và h'_l được tính chuyển đổi sang cột chất lỏng sạch khí tương đương (lỏng đã tách triệt để khí) ở trên đĩa và được tính bằng mm cột chất lỏng.

Trở lực của đĩa khô được tính theo các phương án khác nhau của phương trình chuyển động của khí qua lỗ:

$$h_d = K\left(\frac{\rho_G}{\rho_l}\right)U_h^2 \qquad (7.28)$$

Ở đây: U_h – tốc độ của dòng khí qua rãnh (đĩa van) hoặc qua lỗ (đĩa lỗ), m/s.

Cho đĩa lỗ $\quad K = 50{,}8/C_v^2 \qquad (7.29)$

Hệ số thắt dòng C_v tra cứu trên hình 7.23 hoặc tính theo phương trình sau:

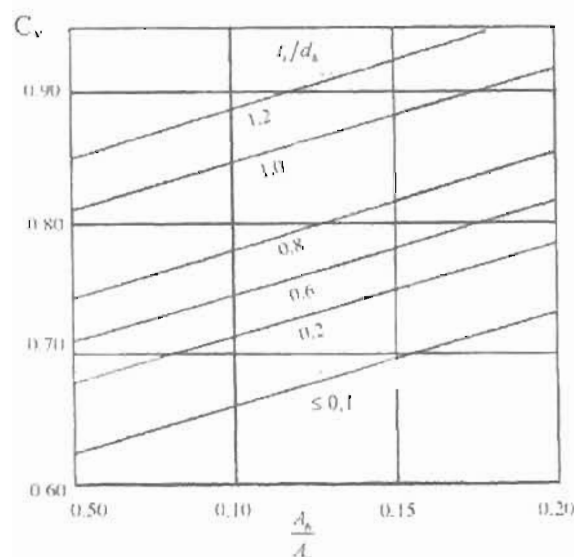
$$C_v = 0{,}74(A_h/A_a) + \exp[0{,}29(t_t/d_h) - 0{,}56] \qquad (7.30)$$

A_h – Diện tích tổng cộng của các lỗ, m^2;

A_a – Diện tích làm việc của đĩa, m^2;

d_h – Đường kính lỗ, mm;

t_t – chiều dày của đĩa, mm;



Hình 7.23. Sự phụ thuộc của hệ số thắt dòng C_V vào tỷ số diện tích các lỗ trên diện tích làm việc của đĩa $\frac{A_h}{A_a}$ và vào tỉ số chiều dày của đĩa trên đường kính lỗ t_t/d_h

Cho các đĩa van cố định kiểu Sulze, Summer và Van Sinderen [Distillation 2001: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, p.444, Houston, April 22–26, 2001] đã đưa ra các phương trình sau đây cho hệ số K:

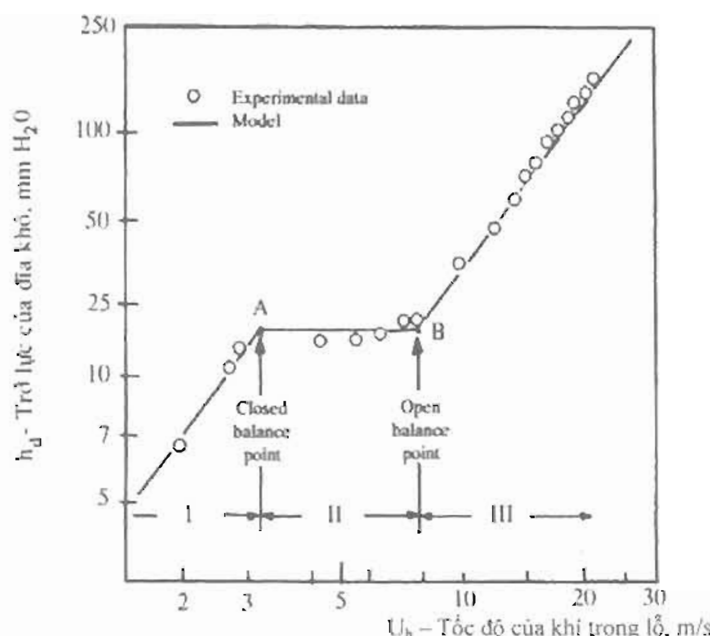
$$K = 58 + 386A_f \text{ cho đĩa van cố định kiểu MVG} \quad (7.31)$$

$$K = 58 + 461A_f \text{ cho đĩa van cố định kiểu SVG và LVG} \quad (7.32)$$

Ở đây $A_f = A_h/A_a$ – phần diện tích của lỗ

Cho các loại đĩa van chuyển động sự phụ thuộc trở lực của đĩa vào tốc độ của dòng khí có dạng điển hình như trên hình 7.24.

Khi tốc độ pha khí còn nhỏ, tất cả các van đều đóng. Khi đó dòng khí chỉ có thể đi qua khe hở giữa các van và mặt đĩa và nếu như tốc độ dòng khí tăng thì trở lực của đĩa cũng sẽ tăng. Khi đạt đến điểm A – điểm cân bằng ở trạng thái đóng của van, thì một số van đã bắt đầu mở. Nếu như tốc độ pha khí vẫn tiếp tục tăng, số van mở sẽ tăng dần lên cho tới khi đạt điểm B – điểm cân bằng ở trạng thái mở của van. Ở giữa điểm A và B, khi tốc độ dòng khí tăng lên thì diện tích dòng khí đi qua sẽ tăng lên và giữ cho trở lực của đĩa không đổi. Sau điểm B, nếu tốc độ dòng khí vẫn tiếp tục tăng thì trở lực của đĩa sẽ tăng lên tương tự như trong trường hợp đĩa loại lỗ.



Hình 7.24. Trở lực của đĩa van chuyển động

o – Các số liệu thực nghiệm; ——— Tính theo mô hình của Bolles

I – Vùng các van đóng hoàn toàn; II – Vùng mở một phần của các van;

III – Vùng các van mở hoàn toàn; A – Điểm cân bằng đóng; B – Điểm cân bằng mở.

Số hạng K trong trong phương trình (7.28) phụ thuộc vào diện tích của các rãnh van, vào kích thước hình học của lỗ, vào độ dày của đĩa và phụ thuộc vào kiểu, hình dáng và khối lượng của van. Những thông tin về sự phụ thuộc trên sẽ là tốt nhất nếu nhận được từ các nhà sản xuất đĩa, nhưng cũng có thể tính được theo phương pháp của Bolles [Chem. Eng. Prog. 72(9), 43 (1976], Lockett [Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University Press, Cambridge, England, 1986], và của Klein [Chem. Eng. May 3, 1982, p.81].

Cho đĩa van, Klein đã đưa ra các giá trị sau đây của K ($mm.s^2/m^2$) cho phương trình 7.28 trong trường hợp chọn tổng diện tích các lỗ (không phải là diện tích các rãnh) làm cơ sở tính toán:

	Lỗ thường (mỏng)	Lỗ van kiểu Ventury
Tất cả các van đều mở (K_o)	$254,5\ (2,64/t_t)^{0,5}$	122
Tất cả các van đều đóng (K_c)	1683	841

Tốc độ của dòng khí vào thời điểm van bắt đầu mở (điểm A) có thể tính theo phương trình:

$$U_{hc} = 1,14\left[t_v\left(R_{vw}/K_c\right)\left(\rho_M/\rho_G\right)\right]^{0,5} \qquad (7.33)$$

U_{hc} – vận tốc của dòng khí tại điểm A, (m/s);

t_v – Chiều dày của van, (mm);

R_{vw} – Tỷ số khối lượng của van có chân trên khối lượng của van không có chân (xem bảng 7.8);

K_c – Hệ số lỗ khi tất cả các van đều đóng (xem phía trên), ($mm.s^2/m^2$);

ρ_G – khối lượng riêng của khí, (kg/m^3);

ρ_M – Khối lượng riêng của kim loại dùng để chế tạo van (khoảng 8000kg/m^3 cho thép), (kg/m^3).

Tốc độ của dòng khí, khi tất cả các van đều mở $U_{h.o}$ có thể tính theo phương trình:

$$U_{h.o} = U_{h.c}(K_c/K_o)^{0,5} \qquad (7.34)$$

Cho đĩa loại chóp

Trở lực của đĩa khô có thể tính theo công thức

$$h_d = K_1 + K_2\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right).U_h^2 \qquad (7.35)$$

Ở đây: U_h – tốc độ của pha khí ở trong ống hơi (ft/s);

K_1 – hệ số đặc trưng cho trở lực khi dòng khí đi qua rãnh chóp. Hệ số K_1 có thể tính theo công thức của Bolles:

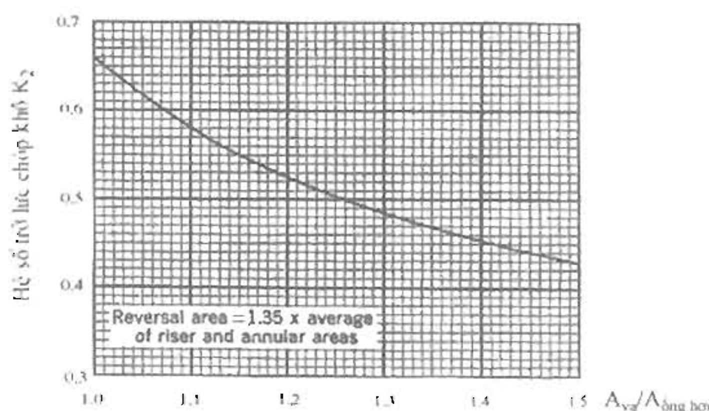
$$K_1 = 1,20.\left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right)^{1/5}.h_{sh}^{4/5}.U_s^{2/5} \qquad (7.36)$$

Ở đây: h_{sh} – chiều cao của rãnh chóp, (in);

U_s – tốc độ của dòng khí khi đi qua rãnh chóp, (ft/s).

Hệ số trở lực của chóp khô K_2 được xác định theo đồ thị 7.25 [Smith B.D; Equilibrium Stage Processes, McGraw–Hill, New York, 1963, p.494].

Với loại chóp tròn, khi diện tích không gian giữa miệng ống hơi và chóp bằng 1,35 lần diện tích trung bình của diện tích tiết diện ngang của ống hơi và diện tích tiết diện ngang của kênh tạo thành bởi ống hơi và chóp (khi đó trở lực của chóp sẽ nhỏ nhất) thì hệ số K_2 có thể tìm theo đồ thị trên hình 7.25.



Hình 7.25. Hệ số trở lực K_2 của đĩa chóp khô

A_{va} – Diện tích của kênh do chóp và ống hơi tạo thành

$A_{ống\ hơi}$ – Diện tích tiết diện ngang của ống hơi.

Trở lực của đĩa chóp khô cũng có thể tính theo công thức của Bolles:

$$h_d = K_2.\frac{\rho_G}{\rho_L}.\left(\frac{Q_G}{A_h}\right)^2 \tag{7.37}$$

Ở đây: A_h – Diện tích của các ống hơi ở trên đĩa, (ft^2);

Q_G – Lưu lượng dòng hơi, (ft^3/s);

K_2 – hệ số trở lực cuả đĩa khô (đồ thị 7.25);

h_d – trở lực của đĩa khô (in cột chất lỏng).

Trở lực do lớp hỗn hợp lỏng – khí trên đĩa tạo ra được tính theo công thức:

$$h_L = \beta.h_{ds} \tag{7.38}$$

Ở đây: β – hệ số sục khí (không thứ nguyên),

h_{ds} – chiều cao tính toán của lớp chất lỏng sạch khí (mm) (van thủy động).

Hệ số sục khí β cho đĩa lỗ và đĩa van được xác định theo hình 7.26. Cho đĩa lỗ, các giá trị của hệ số β cũng có thể được tính theo phương trình:

$$\beta = 0,0825.\ln\left(\frac{Q}{L_w}\right) - 0,269.\ln(F_h) + 1,679 \tag{7.39}$$

L_w – chiều dài ngưỡng chảy tràn (m);

F_h – yếu tố (hệ số) F cho dòng đi qua các lỗ:

$F_h = U_h.\rho_G^{0,5}$, $(m/s).(kg/m^3)^{0,5}$

Cho đĩa lỗ và đĩa van chiều cao tính toán của lớp chất lỏng trong (chất lỏng sạch khí) được xác định theo công thức:

$$h_{dc} = h_w + h_{ow} + 0,5h_{hg} \tag{7.40}$$

Ở đây: h_w – chiều cao ngưỡng chảy tràn, (mm);

h_{ow} – chiều cao lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn, mm cột chất lỏng trong;

h_{hg} – gradien thủy lực theo phương ngang qua đĩa, mm cột chất lỏng trong.

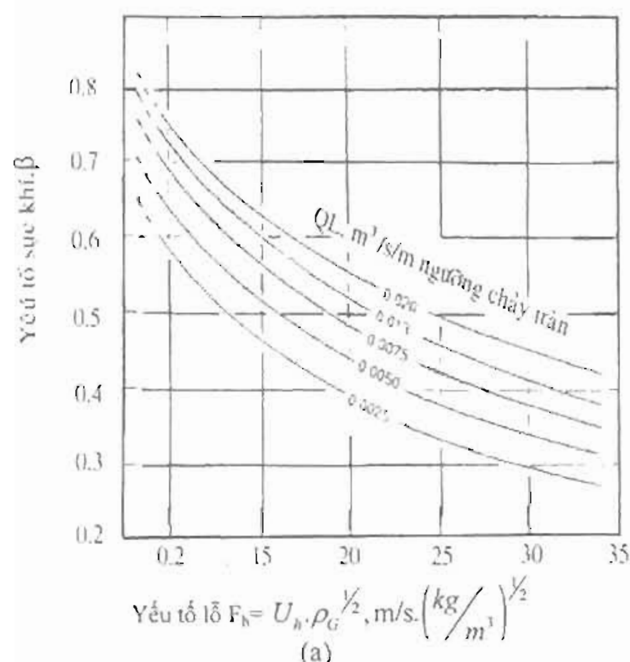
Chiều cao của lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn h_{ow} có thể tính theo phương trình Francis cho ngưỡng chảy tràn (áp dụng cho các loại ngưỡng chảy tràn khác nhau).

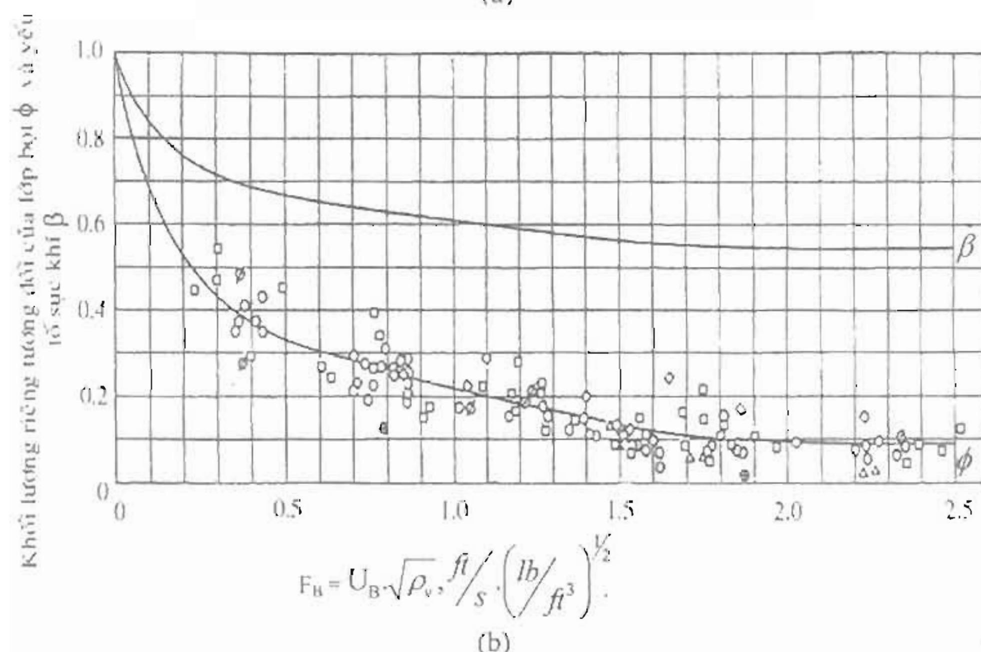
Cho ngưỡng chảy tràn hình viên phân h_{ow} (mm cột chất lỏng trong) được tính theo công thức:

$$h_{ow} = 664.\left(\frac{Q}{L_w}\right)^{2/3}, \text{ mm cột chất lỏng trong.} \quad (7.41)$$

Ở đây: Q– lưu lượng dòng lỏng, (m^3/s);

L_w – chiều dài ngưỡng chảy tràn, (m).





Hình 7.26. Sự phụ thuộc của yếu tố sục khí β vào tốc độ của pha khí

a. Đĩa loại lỗ; b. Đĩa loại van.

Bảng 7.8. Giá trị của đại lượng R_{vw} trong phương trình 7.33

Loại van	Lỗ thường (mỏng)	Lỗ kiểu Ventury
Loại ba chân	1,23	1,29
Loại bốn chân	1,34	1,45
Loại lồng (không chân)	1,00	1,00

Cho ngưỡng chảy tràn hình răng cưa:

$$h_{ow} = 851\left(\frac{Q'}{tg(\theta/2)}\right)^{0,4} \quad (7.42)$$

Q' – lưu lượng dòng lỏng tính theo một răng cưa, m^3/(s.một răng cưa);

θ – góc nghiêng của răng cưa, độ

Cho ngưỡng chảy tràn kiểu ống tròn:

$$h_{ow} = 44.300.\left(\frac{Q}{d_w}\right)^{0,704} \quad (7.43)$$

Q– lưu lượng dòng lỏng (m^3/s);

d_w – đường kính của ống chảy tràn, mm.

Cho đại đa số đĩa lỗ và đĩa van, gradien thủy lực h_{hg} trên đĩa thường khá nhỏ nên có thể bỏ qua. Để tính đại lượng h_{hg} một cách chi tiết có thể xem trong tài liệu [Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7^{th} .edn]. Đại lượng h_{hg} cũng có thể chọn nhanh theo quy tắc 17mm cột lỏng/(m–đường đi của lỏng trên đĩa). Quy tắc này áp dụng cho chế độ lớp bọt hoặc nhũ tương ở trên đĩa (Q_L > 50 m^3/(h.m chiều dài ngưỡng chảy tràn ở phía cửa ra của dòng lỏng). Khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ hơn thì gradien thủy lực sẽ nhỏ hơn.

Phương pháp trình bày ở trên dùng để tính hợp phần trở lực h_{ow} bằng cách tính chiều cao cột chất lỏng trong tương đương. Trong thực tế, nằm phía trên ngưỡng chảy tràn về phía cửa ra của lỏng là dòng bọt hoặc dòng tia. Phương pháp tính phần trở lực h'_L dựa vào dòng lớp bọt đã được Benett và các cộng sự đề xuất [Perry's Chemical Engineers Handbook, 7^{th} , edn]. Sử dụng phương pháp của Benett thường gặp nhiều khó khăn, nên phương pháp này chỉ nên dùng khi trở lực của đĩa có tầm quan trọng đặc biệt.

<u>*Ví dụ 7.3*</u>: Trở lực của đĩa lỗ.

Điều kiện như ở ví dụ 7.1, hãy đánh giá trở lực của một đĩa lỗ chéo dòng. Chiều dày của đĩa kim loại t_t = 2 mm. Biết yếu tố F bề mặt F_s = 2,08 (m/s).(kg/m^3)$^{1/2}$ (tính theo diện tích của đĩa A_T).

Bài giải

Ở đây sẽ sử dụng kết hợp các phương trình (7.27), (7.38), (7.39). Khi đó sẽ nhận được phương trình $h_t = h_d + \beta(h_w + h_{ow})$ và sẽ sử dụng phương trình này để tính trở lực của đĩa lỗ.

Ở đây khi F_s = 2,08: F_B = 2,32 (tính theo diện tích sục khí) và F_h = 16,55 (tính theo diện tích của các lỗ A_h).

Theo ví dụ 7.1: L_w = 1,50 m; h_w = 38 mm.

Khi lưu lượng dòng lỏng bằng 22.000 kg/h thì Q = 7,27.10^{-3} m^3/s và Q/L_w = 4,8.10^{-3} m^3/(s.m).

* Xác định hệ số sục khí β hoặc theo hình 7.26 hoặc theo phương trình (7.39):

$$\beta = 0,0825\ln\left(\frac{Q}{L_w}\right) - 0,269\ln(F_h) + 1,679$$

$$= 0,0825\ln\left(4,8.10^{-3}\right) - 0,269\ln(16,55) + 1,679 = 0,48$$

* Xác định hệ số thắt dòng C_v hoặc theo hình 7.23 hoặc theo phương phương trình (7.30):

$$C_v = 0,74(A_h / A_a) + \exp[0,29.(t_t / d_h) - 0,56]$$

$$= 0,74(0,617/4,41) + \exp[0,29.(2/4,76) - 0,56] = 0,75$$

* Trở lực của đĩa khô được tính theo phương trình (7.28):

$$h_d = K.(\rho_G / \rho_L).U_h^2 = 90,31(0,481/841).23,867^2 = 19,42\,mm \text{ cột chất lỏng}$$

Ở đây: cho đĩa lỗ $K = 50,8/C_v^2 = 50,8/0,75^2 = 90,31$

Và tốc độ của dòng khí đi qua lỗ:

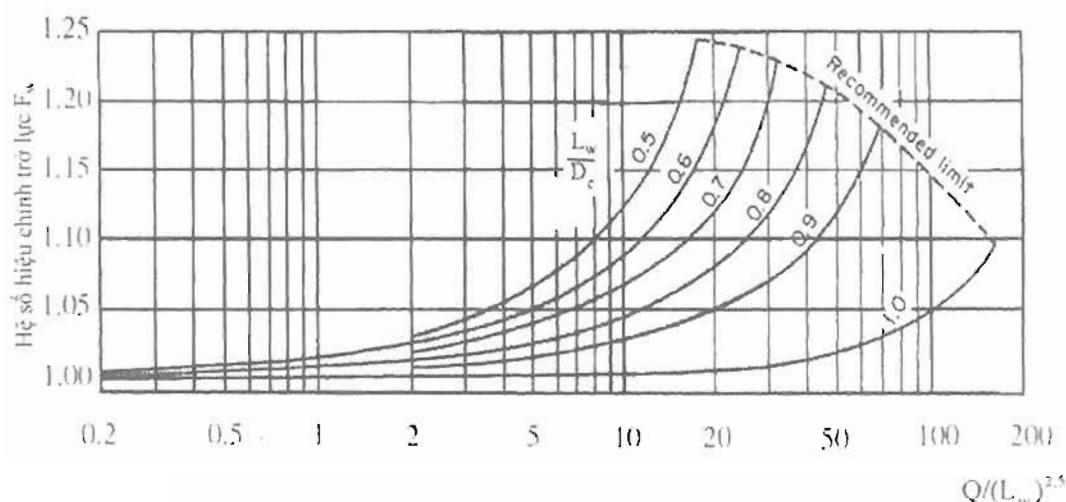
$$U_h = \frac{25500}{3600.\rho_G.A_h} = \frac{25500}{3600.0,481.0,617} = 23,867\,m/s$$

* Chiều cao lớp chất lỏng ở phía trên ngưỡng chảy tràn được tính theo phương trình (7.41):

$$h_{ow} = 664(Q/L_w)^{2/3} = 664(7,27.10^{-3}/1,5)^{2/3} = 18,9\,mm$$

* Trở lực của đĩa lỗ được tính theo công thức:

$$h_t = h_d + \beta(h_w + h_{ow}) = 29,424 + 0,48(38 + 18,9) = 56,82\,mm \text{ cột chất lỏng.}$$



Hình 7.27. Đồ thị dùng để xác định hệ số hiệu chỉnh trở lực Fw của đĩa theo chiều dài hiệu dụng của ngưỡng chảy tràn.

* *Trục hoành: Q – Lưu lượng dòng lỏng, gal/min; L_w – chiều dài ngưỡng chảy tràn, ft*
* *Trục tung: F_w – hệ số hiệu chỉnh trở lực do ngưỡng chảy tràn bị thắt lại*
* *Tham số trên đồ thị: tỷ số chiều dài ngưỡng chảy tràn trên đường kính của tháp L_w/D_c*
* *Để đổi từ đơn vị (Gallons/min) sang (m^3/s) phải nhân với hệ số $6,309.10^{-3}$*
* *Để đổi từ đơn vị (ft) sang (m) phải nhân với hệ số 0,3048.*

Trong trường hợp sử dụng ngưỡng chảy tràn hình viên phân thẳng hoặc có xẻ răng cưa ở trong tháp hình trụ, tùy thuộc vào lưu lượng dòng lỏng cần phải có sự hiệu chỉnh trở lực do có sự biến dạng phân bố dòng ở hai đầu giáp thân tháp của ngưỡng chảy tràn. Hệ số hiệu chỉnh F_w được xác định trên hình 7.27 và sau đó dùng trực tiếp hệ số này trong phương trình 7.41. Ngay cả trong trường hợp sử dụng kênh chảy truyền dạng ống tròn vẫn cần phải tiến hành hiệu chỉnh trở lực tương tự như trong trường hợp sử dụng ngưỡng chảy tràn hình viên phân.

Xác định trở lực của đĩa bằng phương pháp hệ số trở lực của cụm phần tử trên đĩa

Trở lực của đĩa thường khá cao và điển hình nằm trong khoảng $\Delta P = 3.10^2 \div 8.10^2$ N/m^2 (từ 30 đến 80 mm cột lỏng).

Những thông số chính ảnh hưởng đến trở lực của đĩa bao gồm cấu tạo của đĩa, tải trọng của dòng khí $F = U_G\sqrt{\rho_G}$ (ở đây U_G – tốc độ của dòng khí tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp) và tải trọng của dòng lỏng tính theo một đơn vị chiều dài của ngưỡng chảy tràn $\frac{V_L}{L_w}$.

Phương trình cơ bản dùng để tính trở lực của một đĩa có dạng:

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_L + \Delta P_R \qquad (7.27b)$$

Ở đây:

ΔP_d – trở lực của đĩa khô;

ΔP_L – trở lực do lớp chất lỏng không chứa khí có chiều cao h_L trên đĩa tạo ra, và có thể tính theo công thức:

$$\Delta P_L = h_l.\rho_L.g = h_f.\varepsilon_l.\rho_L.g \qquad (7.38b)$$

Ở đây h_f, ε_L – chiều cao lớp bọt và lượng lỏng tương đối, có thể xác định theo các công thức:

$$\varepsilon_L = \frac{h_L}{h_f} = 1 - \left(\frac{F}{F_{max}}\right)^{0,28} \qquad (7.38c)$$

$$h_f = h_w + \frac{1,45}{g^{1/3}}.\left(\frac{V_l/L_w}{\varepsilon_L}\right)^{2/3} + \frac{12,5}{(\rho_L - \rho_G).g}.\left(\frac{F - 0,2\sqrt{\rho_G}}{1 - \varepsilon_l}\right)^2 \qquad (7.38d)$$

Ở đây:

F_{max} – tải trọng cực đại của dòng khí và được tính theo công thức:

$$F_{max} = 2,5.\left(\phi^2.\sigma.(\rho_L - \rho_G).g\right)^{1/4} \qquad (7.38e)$$

V_l – tải trọng của lỏng, m^3/s;

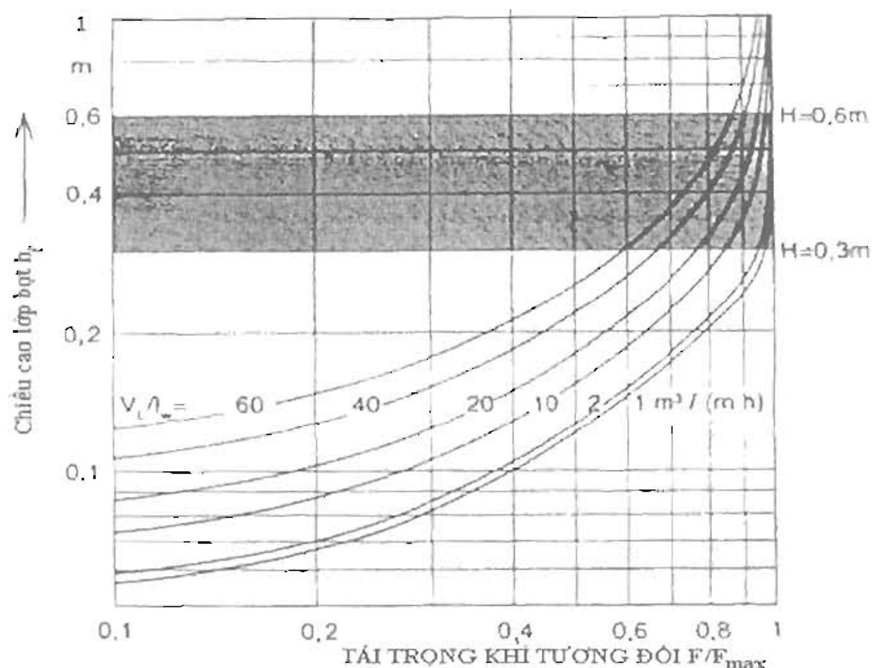
ϕ – phần tiết diện tự do của đĩa;

σ – sức căng bề mặt của lỏng, N/m;

h_w – chiều cao của ngưỡng chảy tràn, m;

L_w – chiều dài ngưỡng chảy tràn, m.

Độ thị của phương trình 7.38d được thể hiện trên hình 7.26b



Hình 7.26b. Sự phụ thuộc của chiều cao lớp bọt h_f vào tải trọng khí tương đối

Khi tỷ số $F/F_{max} \to 1$ chiều cao lớp bọt sẽ tăng vọt và để tránh sặc đĩa thì khoảng cách giữa các đĩa $\Delta H > h_f$. Từ các đồ thị trên hình 7.26b có thể thấy khoảng cách hợp lý giữa các đĩa nằm trong khoảng 0,3 - 0,6 m. Khoảng cách giữa các đĩa > 0,6 m chỉ cho phép tăng rất ít tải trọng của dòng khí. Trong khi đó nếu khoảng cách giữa các đĩa < 0,3 m lại làm giảm đáng kể tải trọng của dòng khí. Vì vậy nếu khoảng cách giữa các đĩa nhỏ sẽ dẫn đến đường kính của tháp phải tăng lên để đảm bảo năng suất đã định.

Trong phương trình (7.27b) đại lượng ΔP_R tính đến ảnh hưởng của các yếu tố còn lại đến trở lực của đĩa (như điều kiện tạo bọt khí, khuấy trộn lỏng và gia tốc theo phương thẳng đứng của lỏng). Đại lượng ΔP_R thường rất nhỏ so với hai đại lượng còn lại của phương trình (7.27b) nên thường được bỏ qua.

Trở lực của đĩa chóp và đĩa van

Đĩa chóp và đĩa van có cấu tạo rất phức tạp nên rất khó dự tính được trở lực của các loại đĩa này. Vì vậy trở lực của đĩa chóp và của đĩa van thường được xác định bằng thực nghiệm. Cả hai hệ số lỗ ξ của một chóp hoặc van đơn chiếc và hệ số lỗ của toàn bộ số chóp hoặc số van được lắp trên một đơn vị diện tích của đĩa ξ_T đều phụ thuộc vào thiết kế của đĩa, vì vậy để so sánh trở lực của các đĩa loại chóp và loại van thường sử dụng hệ số lỗ ξ_T và đại lượng này được định nghĩa như sau:

$$\xi_T = 2.\Delta P_d / F^2 \qquad (7.35b)$$

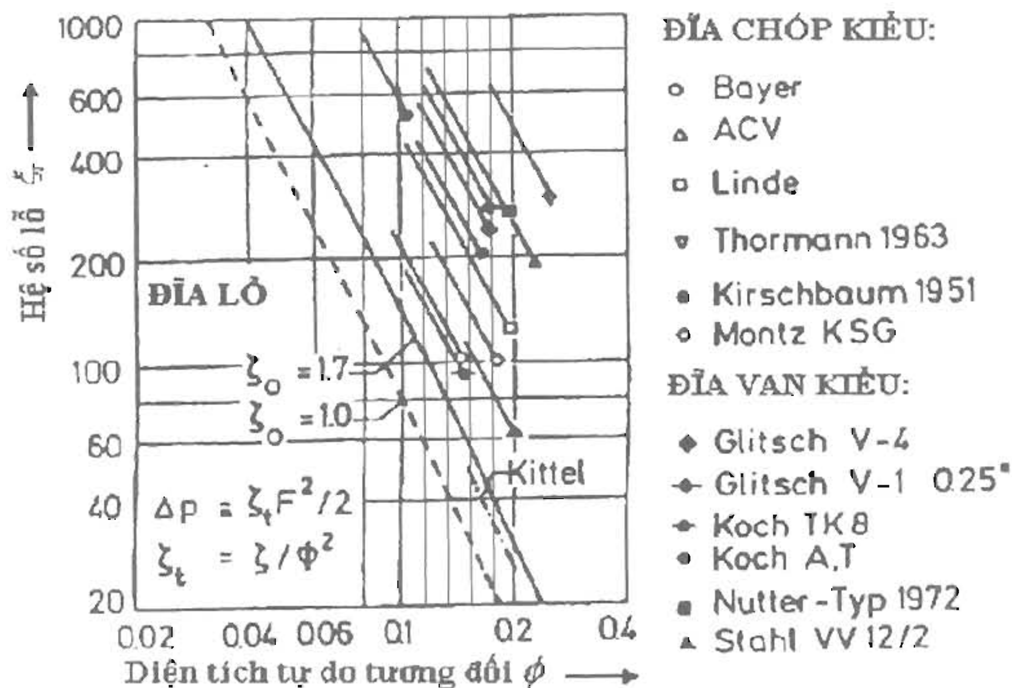
Ở đây: F – tải trọng khí được tính theo diện tích làm việc của đĩa;

ΔP_d – trở lực của đĩa khô.

Công thức trên cho phép xác định trở lực của đĩa khô khi biết hệ số ξ_T.

So sánh hệ số lỗ của đĩa cho các loại đĩa khác nhau được thể hiện trên hình 7.25b [Stichlmair, 1968]. Các ký hiệu trên hình vẽ tương ứng với trường hợp bố trí các phần tử (chóp hoặc van) trên đĩa ở gần nhau nhất theo đề xuất của các nhà cung cấp đĩa. Trong khi đó các đường thẳng lại cho phép ước tính hệ số lỗ của đĩa khi các phần tử (chóp hoặc van) có trên một đơn vị diện tích của đĩa ít hơn so với trường hợp trên.

Để so sánh, các hệ số của đĩa đã được quy đổi cho đĩa lỗ với ξ_o=1,0 và ξ_o= 1,7 và cũng được thể hiện trên hình 7.25b. Các hệ số lỗ của đĩa van và đĩa chóp luôn lớn hơn so với đĩa lỗ. Tuy nhiên, diện tích tự do tương đối của đĩa chóp và của đĩa van có thể chọn lớn hơn của đĩa lỗ (để tránh hiện tượng rò rỉ lỏng qua lỗ), vì vậy trở lực của các loại đĩa này sẽ ít khác nhau.



Hình 7.25b. Sự phụ thuộc của hệ số lỗ của đĩa ξ_T của đĩa chóp và đĩa van vào diện tích tự do tương đối ϕ

Ví dụ 7.3b. Trở lực của đĩa chóp

Tính trở lực của tháp chưng cất loại đĩa chóp dùng để tách hỗn hợp axêtôn - nước.

Biết:

1. Khối lượng riêng của hơi và lỏng $\rho_G = 2,05\ kg/m^3$ và $\rho_L = 753\ kg/m^3$;

2. Sức căng bề mặt của lỏng $\sigma = 23.10^{-3}\ N/m$;

3. Tốc độ của hơi đi trong tháp $U_T = 1,51\ m/s$;

4. Diện tích tự do tương đối của đĩa $\phi = 10\%(0,1)$;

5. Chiều dài ngưỡng chảy tràn $L_w = 0,6 m$;

6. Lưu lượng dòng lỏng $V_L = 0,6533.10^{-3}$ m³/s.

7. Chiều cao ngưỡng chảy tràn $h_w = 50 mm$.

Bài giải

- Yếu tố F - tải trọng của dòng khí:

$$F = U_T.\sqrt{\rho_G} = 1,51.\sqrt{2,05} = 2,162$$

- Tải trọng khí cực đại được tính theo công thức (7.38e):

$$F_{max} = 2,5.\left(\phi^2.\sigma.(\rho_L - \rho_G).g\right)^{1/4}$$
$$= 2,5.\left(0,1^2.23.10^{-3}.(753 - 2,05).9,81\right)^{1/4}$$
$$= 2,850$$

- Lượng lỏng tương đối ε_L có thể tính theo công thức (7.38c):

$$\varepsilon_L = 1 - \left(\frac{F}{F_{max}}\right)^{0,28} = 1 - \left(\frac{2,160}{2,850}\right)^{0,28} = 1 - 0,758^{0,28} = 0,0746$$

- Lưu lượng của dòng lỏng tính theo một đơn vị chiều dài của ngưỡng chảy tràn:

$$V_L^* = \frac{V_L}{L_w} = \frac{0,6533.10^{-3}}{0,6} = 1,09.10^{-3}\ m^3/m.s$$

- Chiều cao lớp bọt được tính theo công thức (8.15):

$$h_f = h_w + \frac{1,45}{g^{1/3}}.\left(\frac{V_L/L_w}{\varepsilon_L}\right)^{2/3} + \frac{12,5}{(\rho_L - \rho_G).g}.\left(\frac{F - 0,2\sqrt{\rho_G}}{1 - \varepsilon_L}\right)^2$$
$$= 50.10^{-3} + \frac{1,45}{9,81^{1/3}}.\left(\frac{1,09.10^{-3}}{0,0746}\right)^{2/3} + \frac{12,5}{(753 - 2,05).9,81}.\left(\frac{2,162 - 0,2.\sqrt{2,05}}{1 - 0,0746}\right)^2$$
$$= 0,1597 m$$

- Trở lực do lớp chất lỏng trên đĩa tạo ra được tính theo công thức (7.38b):

$$\Delta P_L = h_f.\varepsilon_L.\rho_L.g = 0,1597.0,0746.753.9,81 = 88\ N/m^2$$

- Trở lực của đĩa khô được tính theo công thức (7.35b):

$$\xi_T = 2.\Delta P_d/F^2$$

Ở đây ξ_T – hệ số lỗ của đĩa được xác định theo hình 7.25b tại diện tích tự do tương đối của đĩa $\phi = 0,1$ cho loại chóp Bayer $\xi_T = 210$.

Rút ra $\quad \Delta P_d = \xi_T.\dfrac{F^2}{2} = 210.\dfrac{2,162^2}{2} = 490,8$ N/m².

- Trở lực của toàn bộ đĩa:

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_L + \Delta P_R = 88 + 490,8 + 0 = 579 \text{ N/m}^2.$$

Trở lực của đĩa lỗ

Trở lực chung của các tháp loại đĩa lỗ được xác định theo công thức (7.27b):

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_L + \Delta P_R$$

Trở lực của đĩa lỗ khô ΔP_d được xác định theo công thức:

$$\Delta P_d = \xi \frac{\rho_G}{2} U_T^2 = \frac{\xi}{2} . F_h^2 \qquad (7.28b)$$

Ở đây F_h – yếu tố tải trọng của dòng khí tính theo diện tích của phần đục lỗ trên đĩa (công thức (7.3)).

Cho đĩa có chiều dày nhỏ (đĩa mỏng) hệ số lỗ ξ có thể tính theo công thức:

$$\xi = \xi_o + \phi^2 - 2\phi\sqrt{\xi_o} \quad \text{khi } S/d_h \to 0 \qquad (7.28c)$$

Với $\xi_o = 2,67$; S - chiều dày đĩa; d_h - đường kính của lỗ.

Cho đĩa dày, hệ số lỗ có thể tính theo công thức:

$$\xi = \xi_o + \phi^2 - 2\phi \qquad \text{khi } S/d_h \geq 1 \qquad (7.28d)$$

Với $\xi_o = 1,41$

Ở đây ξ_o – hệ số lỗ khi diện tích tự do tương đối của lỗ trên đĩa $\phi \to 0$.

Trong thực tế do ϕ thường không vượt quá 0,15 nên sai khác giữa giá trị của ξ cho đĩa mỏng và đĩa dày rất nhỏ nên thường sử dụng giá trị của ξ tính cho đĩa mỏng (công thức (7.28c)).

Trở lực do lớp chất lỏng trên đĩa tạo ra ΔP_L được xác định theo công thức (7.38b):

$$\Delta P_l = h_L . \rho_L . g = h_f . \varepsilon_L . \rho_L . g$$

Trong đó chiều cao lớp bọt h_f và lượng lỏng tương đối ε_L được xác định theo công thức (7.38d) và (7.38e).

Ví dụ 7.3c. Trở lực của tháp đĩa lỗ có kênh chảy truyền.

Điều kiện như trong ví dụ 7.3b , nhưng chưng cất được tiến hành trong tháp đĩa lỗ có kênh chảy truyền.

Bài giải

- Tải trọng của dòng khí tính theo diện tích tự do của đĩa:

$$F_h = \frac{U_T}{\phi} . \sqrt{\rho_G} = \frac{1,51}{0,1} \sqrt{2,05} = 21,62$$

- Hệ số trở lực của lỗ (công thức (7.28c)):

$$\xi = \xi_o + \phi^2 - 2\phi\sqrt{\xi_o} = 2,67 + 0,1^2 - 2.0,1.\sqrt{2,67} = 2,353$$

- Trở lực của đĩa khô (công thức (7.28b)):

$$\Delta P_d = \frac{\xi}{2}.F_h^2 = \frac{2,353}{2}.21,62^2 = 550 \quad N/m^2$$

- Trở lực do lớp chất lỏng trên đĩa tạo ra (xem ví dụ 7.3b):

$$\Delta P_l = 88\,N/m^2$$

- Trở lực của toàn bộ đĩa:

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_L + \Delta P_R = 550 + 88 + 0 = 638$$

7.1.27. Trở lực của kênh chảy truyền

Trở lực do dòng lỏng đi qua khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa tạo ra có thể xác định theo công thức:

$$h_{da} = 165,2\left(\frac{Q}{A_{da}}\right)^2 \tag{7.44}$$

Ở đây: Q – lưu lượng thể tích của dòng lỏng, m^3/s;

A_{da} – diện tích tiết diện hẹp nhất của dòng lỏng ở phía dưới đáy của kênh chảy truyền, m^2 (hình 7.20).

Phương trình trên nhận được từ phương trình dòng chảy qua lỗ với hệ số thất dòng $C_v = 0,6$. Mặc dù trở lực ở phía dưới đáy thường nhỏ, nhưng chiều cao khe hở giữa đáy kênh chảy truyền và mặt đĩa lại có vai trò quan trọng trong việc ổn định chế độ làm việc của đĩa và trong việc phân phối đều dòng lỏng trên các đĩa.

Đại lượng A_{da} thường được chọn bằng diện tích tiết diện hẹp nhất mà dòng lỏng đi qua tại cửa ra của kênh chảy truyền. Thông thường đây chính là diện tích của khe nằm giữa đáy của kênh chảy truyền và mặt đĩa (có nghĩa là khe hở giữa đáy của kênh chảy truyền và mặt đĩa sẽ ảnh hưởng đến chiều dài của ngưỡng chảy tràn hình viên phân), nhưng không phải trường hợp nào cũng chọn đại lượng A_{da} như trên. Ví dụ, khi sử dụng ngưỡng chảy tràn ở cửa vào đĩa của lỏng, và khi diện tích tiết diện giữa kênh chảy truyền hình viên phân và ngưỡng chảy tràn ở cửa vào đĩa của lỏng nhỏ hơn diện tích tiết diện giữa đáy kênh chảy truyền và mặt đĩa, thì đại lượng A_{da} phải chọn bằng diện tích nhỏ hơn (chọn diện tích giữa kênh chảy truyền hình viên phân và ngưỡng chảy tràn ở cửa vào đĩa của lỏng).

7.1.28. Các giới hạn thủy lực khác

Rò rỉ lỏng qua các lỗ (rãnh) của đĩa sẽ làm cho đường đi của lỏng trên đĩa ngắn lại và thời gian tiếp xúc giữa các pha lỏng–khí giảm xuống, dẫn đến hiệu suất của đĩa sẽ bị giảm xuống. Ở trên đĩa, dưới tác dụng của áp suất thủy tĩnh của lỏng, chất lỏng sẽ bị kéo qua lỗ để đi xuống phía dưới. Trong khi đó, dòng khí đi từ dưới lên qua lỗ sẽ tác dụng với lỏng để giữ lỏng lại trên đĩa. Khi áp suất thủy tĩnh của lỏng lớn hơn sự chênh lệch áp suất của dòng khí ở phía dưới và phía trên đĩa, sẽ xảy ra hiện tượng rò rỉ lỏng.

Trong thực tế, ở mọi điều kiện đều có một lượng lỏng nhất định rò rỉ qua lỗ (rãnh) do mức lỏng ở trên đĩa bị dao động. Nhìn chung, lượng lỏng trên đĩa rò rỉ càng nhỏ thì càng ít ảnh hưởng đến hiệu suất đĩa.

Điểm rò rỉ lỏng – đây chính là vận tốc khí tại đó lượng lỏng bị rò rỉ qua lỗ đĩa bắt đầu có thể nhận thấy được. Tại điểm này hiệu suất đĩa giảm không đáng kể. Khi tốc độ khí giảm xuống dưới điểm rò rỉ,

tốc độ rò rỉ lỏng sẽ tăng lên. Khi tốc độ rò rỉ lỏng qua lỗ đủ lớn thì hiệu suất đĩa có thể giảm đáng kể và đây chính là giới hạn làm việc dưới của đĩa.

Yếu tố chính ảnh hưởng đến rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa chính là phần diện tích lỗ trên đĩa $A_f = A_h/A_a$. Khi phần diện tích lỗ tăng lên, thì trở lực của đĩa sẽ giảm xuống, nhưng khi đó lượng lỏng rò rỉ qua lỗ sẽ có xu hướng tăng lên.

Khi lưu lượng dòng lỏng tăng lên và chiều cao ngưỡng chảy tràn lỏng tại cửa ra khỏi đĩa của lỏng tăng lên thì áp suất thủy tĩnh của lỏng trên đĩa sẽ tăng lên, vì thế lượng lỏng rò rỉ cũng sẽ tăng lên.

Đường kính lỗ có ảnh hưởng phức tạp đến rò rỉ lỏng trên toàn đĩa và đã được Lockett và Banik mô tả chi tiết [Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., 25, 561(1986)]. Các thử nghiệm của Lockett và Banik đã cho thấy rò rỉ lỏng trên đĩa xảy ra không đồng đều và ở một số điều kiện thủy lực nhất định rò rỉ lỏng sẽ gia tăng ở phía cửa vào đĩa của lỏng và ở một số điều kiện thủy lực khác lượng lỏng rò rỉ lại tăng ở phía cửa ra khỏi đĩa của lỏng. Rò rỉ lỏng ở phía cửa vào đĩa của lỏng sẽ đặc biệt có hại cho hiệu suất của đĩa vì trong trường hợp này lỏng sẽ bỏ không đi qua một lúc liền hai đĩa.

7.1.28.1. Dự đoán lượng lỏng rò rỉ cho đĩa lỗ

Lockett và Banik, Hsieh và Mc Nulty [Chem. Eng. Progr., July, 1993, p.71] đã đưa ra phương trình để dự đoán lượng lỏng rò rỉ cho đĩa lỗ. Colwell và O'Bara [Paper presented at the AIChE Meeting, Houston, April 1989] đề nghị áp dụng phương trình của Lockett và Banik ở vùng áp suất thấp (< 1100 kPa) còn phương trình của Hsieh và Mc Nulty áp dụng ở vùng áp suất cao (> 1100 kPa). Các tác giả này cũng đã hiệu chỉnh phương trình Lockett–Banik để tăng cường độ chính xác của dự đoán ở vùng lân cận của điểm rò rỉ.

Phương trình Lokett – Banik đã được Colwell và O'Bara hiệu chỉnh có dạng sau:

$$\frac{W}{A_h} = \frac{29,45}{\sqrt{Fr_h}} - 44,18 \qquad Fr_h < 0,2 \tag{7.45a}$$

$$\frac{W}{A_h} = \frac{29,45}{Fr_h^{1,533}} - 44,18 \qquad Fr_h > 0,2 \tag{7.45b}$$

Ở đây Fr_h – chuẩn số Frút của lỗ và được tính theo công thức:

$$Fr_h = 0,373.\frac{U_h^2}{h_c}.\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \tag{7.46}$$

Các phương trình (7.45a, 7.45b) và (7.46) sử dụng đơn vị đo của Anh:

W – lượng lỏng bị rò rỉ qua lỗ, gpm;

A_h – Diện tích phần lỗ trên đĩa, ft^2;

U_h – tốc độ của khí ở trong lỗ, ft/s;

h_c – Chiều cao của lớp chất lỏng trong, in.

Chiều cao của lớp chất lỏng trong h_c có thể tính theo phương trình của Colwell [Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 20(2), 298 (1981)]:

$$h_c = \phi_f\left[0,527\left(\frac{Q_L(1-f_w))}{C_d.\phi_f}\right)^{2/3} + h_w\right] \tag{7.47}$$

Ở đây ϕ_f được tính theo phương trình:

$$C_d = 0,61 + 0,08.\frac{h_{fow}}{h_w} \qquad \frac{h_{fow}}{h_w} < 8,135 \tag{7.48}$$

$$C_d = 1,06\left(1 + \frac{h_{fow}}{h_w}\right)^{1,5} \qquad \frac{h_{fow}}{h_w} > 8,135$$

$$h_{fow} = h_f - h_w \tag{7.49}$$

Ở đây: h_f – được tính theo phương trình (7.54).

Đại lượng ϕ_f – khối lượng riêng của lớp bọt (hỗn hợp lỏng – khí) được tính như sau.

$$\eta = 12,6.Fr^{0,4}\left(\frac{A_B}{A_h}\right)^{0,25} \tag{7.50}$$

$$\phi_f = \frac{1}{1+\eta} \tag{7.51}$$

Chuẩn số Frút: $Fr = 0,37\frac{\rho_v.U_B^2}{h_c(\rho_L - \rho_v)}$ (7.52)

Ở đây: A_B – diện tích sục khí của đĩa;

U_B – tốc độ của pha khí tính theo diện tích sục khí A_B của đĩa.

Đại lượng f_w trong phương trình (7.47) là tỷ số giữa lượng lỏng rò rỉ qua lỗ của đĩa trên lượng lỏng đi vào đĩa:

$$f_w = W/GPM \tag{7.53}$$

Như vậy để xác định được chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa h_c theo các phương trình trên cần phải sử dụng phương pháp lặp (vì các đại lượng h_c và ϕ_f phụ thuộc lẫn nhau, còn đại lượng f_w lại phụ thuộc vào h_c).

Chiều cao lớp chất lỏng trong h_c và khối lượng riêng của lớp bọt ϕ_f quan hệ với nhau theo phương trình:

$$h_c = \phi_f.h_f \tag{7.54}$$

Các phương trình từ (7.47) đến (7.54) sử dụng đơn vị đo của Anh (xem bảng ký hiệu các đại lượng và đơn vị đo).

Đối với các đĩa có đường kính lớn và tải trọng lỏng thấp, tỷ số W/A_h nhỏ sẽ tương ứng với phần lỏng rò rỉ qua lỗ lớn. Ở những điều kiện như trên thì phương trình Lockett–Banik sẽ không chính xác. Phương trình cũng sẽ không phù hợp với các đĩa có kích thước lỗ nhỏ (< 3 mm). So với đại đa số các số liệu thực nghiệm, các số liệu tính theo phương trình của Lockett–Banik có sai số từ ± 15% đến ± 30%.

Phương trình Hsieh và McNulty (tài liệu đã dẫn ở trên) có dạng:

$$\sqrt{J_G^o} + m\sqrt{J_L^o} = C_w \tag{7.55}$$

Ở đây:

$$J_G^o = U_h \left[\frac{\rho_G}{g.Z(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0,5} \quad (7.56)$$

$$J_L^o = \frac{W}{448,83 A_h} \left[\frac{\rho_L}{g.Z(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0,5} \quad (7.57)$$

$$Z = h_c^{1,5} / 12 d_h^{0,5} \quad (7.58)$$

Các phương trình từ (7.55) đến (7.58) sử dụng đơn vị đo của Anh (xem bảng ký hiệu các đại lượng và đơn vị đo).

Cho các đĩa loại lỗ m = 1,94 và C_w = 0,79 (Các giá trị của m và C_w đã được hiệu chỉnh so với các giá trị gốc của C.L.Hsieh).

Chiều cao h_c của lớp chất lỏng trong được tính theo phương trình của Colwell (từ phương trình (7.47) đến (7.54)).

Phương trình của Hsieh–McNulty áp dụng được cho các đĩa có phần hiện tích lỗ $\geq 9\%$ diện tích của đĩa. Đối với các đĩa có diện tích phần lỗ nhỏ hơn phương trình Hsieh–McNulty cho kết quả dự đoán lượng lỏng rò rỉ lớn hơn so với thực tế.

7.1.28.2. Dự đoán lượng lỏng rò rỉ cho đĩa van

Khi phân tích hiện tượng rò rỉ lỏng của các đĩa van Bolles [Chem.Eng.Progrs., 72(9), 43 (1976)] đã cho thấy nếu đĩa van được thiết kế tốt thì điểm rò rỉ lỏng sẽ thấp hơn tải trọng khí tại thời điểm van bắt đầu mở. Ngoài ra trong suốt thời gian đĩa làm việc, tốc độ khí cũng luôn cao hơn điểm rò rỉ lỏng. Ngược lại nếu trên đĩa có quá nhiều van, hoặc các van quá nhẹ, thì việc các van mở quá mức cần thiết có thể xuất hiện trước khi chênh lệch áp suất của dòng khí ở phía dưới và phía trên của đĩa có thể đủ lớn để cân bằng được áp suất thủy tĩnh của lỏng ở trên đĩa nhằm ngăn không cho rò rỉ lỏng xảy ra. Ở trường hợp này, rò rỉ lỏng có thể gây ra những trục trặc trong hoạt động của đĩa.

Bolles [tài liệu đã dẫn] và Klein [Chem.Eng., Sept.17. 1984, p.128] đã đưa ra phương trình để xác định điểm rò rỉ lỏng của đĩa van. Hsieh và McNulty [tài liệu đã dẫn] cũng đã mở rộng ở dạng khá phức tạp phương trình xác định lưu lượng lỏng rò rỉ của đĩa lỗ sang cho đĩa van.

7.1.28.3. Hiện tượng tuột lỏng của đĩa

Khi tốc độ của pha khí tiếp tục giảm thấp hơn điểm rò rỉ lỏng ở trên đĩa, thì khi đó phần lỏng đi qua lỗ xuống đĩa dưới sẽ tiếp tục tăng cho tới khi toàn bộ lỏng đi vào đĩa sẽ đi qua lỗ xuống đĩa dưới và không đến được kênh chảy truyền lỏng. Tốc độ khí ứng với thời điểm này chính là *điểm tuột lỏng của đĩa*.

Điểm tuột lỏng sẽ ở khá xa phía dưới vùng làm việc ổn định của đĩa ở trong tháp chưng cất. Khi tốc độ pha khí thấp hơn điểm tuột lỏng, quá trình chuyển khối xảy ra rất yếu và hiệu suất của đĩa giảm mạnh. Ở phía dưới điểm tuột lỏng, chế độ thủy động của đĩa rất không ổn định do trong kênh chảy truyền không có lỏng và kênh chảy truyền lỏng không còn đóng được vai trò van thủy lực đối với dòng khí.

Prince và Chan đã tiến hành nghiên cứu chi tiết hiện tượng tuột lỏng của đĩa [Trans. Inst. Chem. Engr. 43.T49 (1965)]. Prince và Chan đã đưa ra phương trình để xác định điểm tuột lỏng của đĩa và phương trình này đã được trình bày chi tiết trong tài liệu [Kister H.Z, Distillation Design, McGraw-Hill, 1992].

Điểm tuột lỏng của đĩa cũng có thể dự đoán bằng phương pháp đặt lượng lỏng rò rỉ tương đương với 100% lượng lỏng đi vào đĩa trong phương trình thích hợp dùng để tính lượng lỏng rò rỉ.

7.1.28.4. Khoảng làm việc của đĩa (tỉ số vận hành)

Tỷ số vận hành của đĩa là tỷ số giữa lưu lượng khí ở chế độ làm việc bình thường (hoặc lưu lượng thiết kế) trên lưu lượng khí nhỏ nhất cho phép. Lưu lượng khí nhỏ nhất cho phép thường được xác định theo lượng lỏng rò rỉ bắt đầu vượt quá mức cho phép trong khi lưu lượng khí ở chế độ làm việc bình thường sẽ là khoảng làm việc an toàn nằm cách giới hạn sặc thực tế của đĩa.

Đĩa lỗ và đĩa van cố định có tỷ số vận hành khá hẹp (khoảng 2:1). Tỷ số vận hành của các đĩa loại trên có thể được cải thiện bằng cách bỏ một số dãy lỗ trên đĩa nhằm giảm xu thế rò rỉ lỏng qua lỗ (do tốc độ của khí qua lỗ tăng lên). Nhưng giải pháp này sẽ làm giảm năng suất tối đa của đĩa.

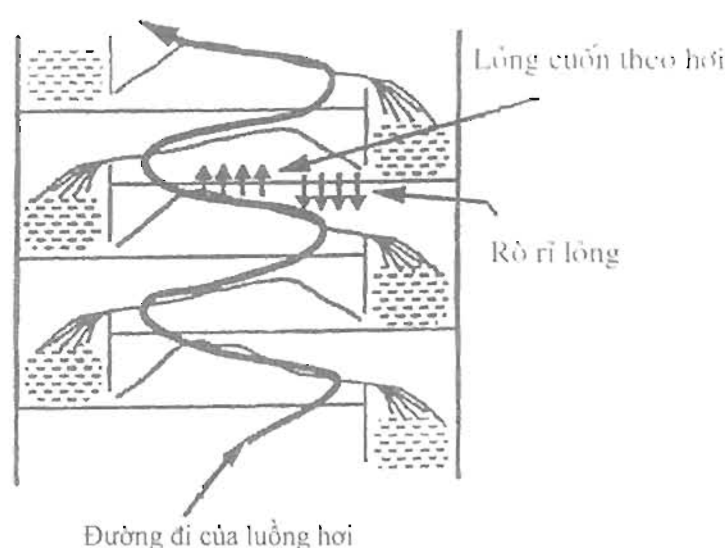
Tỷ số vận hành của đĩa loại van chuyển động thông thường nằm trong khoảng từ 4:1 đến 5:1. Một số loại van được thiết kế đặc biệt có thể đạt được tỷ số vận hành cao hơn (trong khoảng 6:1 đến 10:1 và thậm chí còn cao hơn nữa). Tỷ số vận hành cũng có thể được tăng cường bằng cách tăng thêm các khoảng trống (bằng cách loại bỏ bớt van) hoặc sử dụng van có gắn chân nhiều nấc. Sloley và Fleming [Chem.Eng.Progr., March 1994, p.39] nhấn mạnh đến ý nghĩa quyết định của việc thực hiện đúng các giải pháp tăng cường trong việc đạt được tỷ số vận hành mong muốn. Nếu các giải pháp tăng cường được thực hiện không tốt, thì tỷ số vận hành có thể bị giới hạn không phải do bị rò rỉ lỏng, mà là do sự tiếp xúc giữa các pha lỏng-hơi quyết định.

7.1.28.5. Sự tạo luồng của dòng hơi trên đĩa

Các phương trình trình bày ở phía trên khi thiết lập đều chấp nhận giả thiết dòng hơi (khí) phân bố đồng đều trên toàn đĩa. Khi dòng hơi chuyển động có xu thế tạo thành luồng vào một vùng nào đó của đĩa thì tại vùng này khả năng sặc đĩa do cuốn lỏng theo hơi và khả năng lượng lỏng cuốn theo hơi vượt quá mức cho phép sẽ xảy ra sớm hơn (do tốc độ hơi ở vùng này cao). Đồng thời, ở các vùng khác tốc độ của hơi sẽ bị giảm xuống và xu thế rò rỉ lỏng sẽ tăng lên, hiệu suất của đĩa vì vậy sẽ giảm xuống.

Davies [Pet. Ref. 29(8). p.93 và 29(9), p.121 (1950)] trên cơ sở nghiên cứu đĩa chóp đã đưa ra nhận xét là sự chênh áp suất của hơi trước và sau đĩa (trở lực của đĩa khô) có tác dụng cản trở sự phân bố không đều của dòng hơi trên đĩa. Khi trở lực của đĩa càng tăng thì xu thế phân bố đều dòng hơi ở vùng sục khí của đĩa càng tăng lên. Nếu như trở lực của đĩa khô quá nhỏ so với thế năng của luồng hơi, thì sự phân bố không đều của dòng hơi sẽ là phổ biến trên đĩa.

Cơ chế phổ biến nhất tạo ra sự phân bố không đều dòng hơi trên đĩa có thể là do các luồng hơi đi không đều theo hướng từ cửa vào đĩa đến cửa ra khỏi đĩa của dòng lỏng (cho các đĩa loại chéo dòng) (hình 7.28).



Hình 7.28. Sự phân bố không đồng đều của dòng hơi trên đĩa do cơ chế chéo dòng tạo ra

Gradien thủy lực ở trên đĩa sẽ tạo điều kiện cho lưu lượng dòng hơi tăng lên ở vùng giữa đĩa và vùng cửa ra khỏi đĩa của lỏng. Đồng thời tại vùng cửa vào đĩa của lỏng lưu lượng dòng hơi sẽ bị giảm xuống. Kết quả là tốc độ hơi cao tại vùng cửa ra khỏi đĩa của lỏng sẽ tăng cường lượng lỏng bị rò rỉ xuống đĩa dưới.

Sự tương tác giữa hai đĩa liền kề nhau sẽ tăng cường thêm hiện tượng cuốn lỏng ở cửa ra khỏi đĩa của lỏng, cũng như tăng cường hiện tượng rò rỉ lỏng ở cửa vào đĩa của lỏng. Kết quả thu được là lượng lỏng cuốn theo hơi vượt quá mức cho phép và hiện tượng sặc đĩa xảy ra sớm hơn ở vùng giữa đĩa và vùng gần cửa ra khỏi đĩa của lỏng. Đồng thời, hiện tượng rò rỉ lỏng cũng sẽ diễn ra ở vùng gần cửa vào đĩa của lỏng và hậu quả là hiệu suất và tỷ số vận hành của đĩa cũng sẽ bị giảm.

Hiện tượng tạo luồng khí (hơi) do cơ chế chéo dòng sẽ xảy ra khi tồn tại đồng thời bốn điều kiện sau [Kister, Larson and Madsen, Chem. Eng. Progr., p.86 (Nov. 1992); Kister, The Chemical Engineer, 544, p.18 (June 10, 1993)]:

1. Áp suất tuyệt đối < 500 kPa (70 psia);

2. Lưu lượng dòng lỏng cao (> 50m^3/(h.m ngưỡng chảy tràn ở cửa ra của lỏng));

3. Tỷ số chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa trên khoảng cách giữa các đĩa lớn (> 2:1);

4. Trở lực của đĩa khô nhỏ. Đối với đĩa lỗ và đĩa van cố định, điều kiện này có nghĩa là phần diện tích của lỗ sẽ lớn (> 11%). Đối với đĩa van chuyển động (đĩa van kiểu Ventury và đĩa van có chân van dài), điều kiện này tương ứng với phần diện tích rãnh > 15%. Đối với tất cả các loại đĩa, xu thế tạo luồng khí do cơ chế chéo dòng và mức độ phân phối không đồng đều của dòng khí sẽ gia tăng rất nhanh khi trở lực của đĩa khô giảm xuống (có nghĩa là khi phần diện tích lỗ tăng lên).

Hartman [Distillation 2001: Topical conference Proceedings AIChE Spring National Meeting, p.108 Houston, Tex. (April 22–26, 2001)] đã thông báo về sự tạo thành của luồng khí do cơ chế chéo dòng của đĩa van thông thường (có phần diện tích rãnh bằng 14%), với tỷ số chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa trên khoảng cách đĩa rất cao (3,6:1), đã làm cho đĩa bị tắc nghẽn.

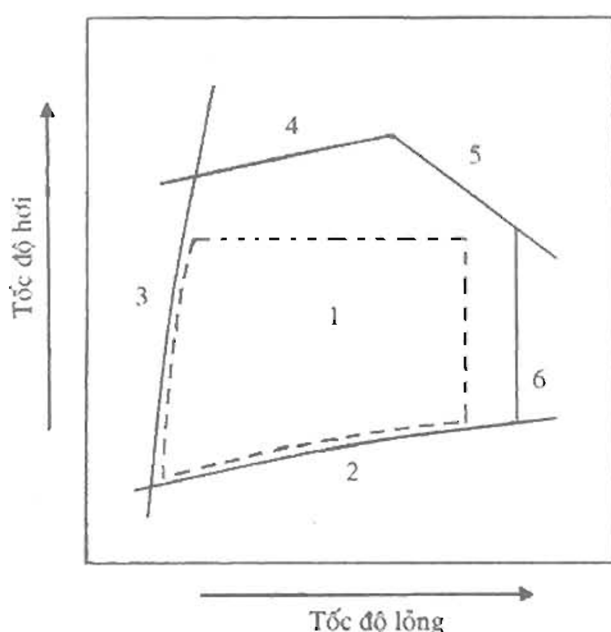
Hiện tượng tạo thành các luồng hơi do cơ chế chéo dòng có thể tránh được bằng cách hạn chế tỷ lệ phần trăm diện tích lỗ, tránh sử dụng loại van Ventury và lắp các chi tiết đẩy lỏng về phía trước ở trên đĩa. Resitarits và Papademos [Paper presented at the AIChE Annual Meeting, Reno, Nev. (November 2001)] đã cho rằng sự kém hoạt động của đĩa ở phía cửa vào của lỏng là hiện tượng đã góp phần làm tăng cường sự tạo luồng của dòng hơi do cơ chế chéo dòng của đĩa, và hai tác giả này đã ủng hộ giải pháp lắp thêm các chi tiết đẩy lỏng về phía trước để giảm thiểu mức độ tạo luồng của dòng hơi.

7.1.28.6. Vùng làm việc của đĩa

Từ các phần đã trình bày ở trên có thể thấy đĩa sẽ chỉ làm việc ổn định trong một khoảng giới hạn nhất định của tốc độ dòng lỏng và dòng hơi. Sơ đồ điển hình về vùng làm việc ổn định của đĩa loại lỗ xem trên hình 7.29.

Giới hạn trên của tốc độ dòng hơi sẽ do điều kiện sặc đĩa quyết định. Tại điểm sặc đĩa, hiệu suất của đĩa sẽ giảm đột ngột và đồng thời trở lực của đĩa cũng sẽ tăng đột biến. Sặc đĩa xảy ra có thể là do lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi từ đĩa dưới lên đĩa trên vượt quá mức cho phép, hoặc là do một lượng lớn lỏng tích tụ lại trong kênh chảy truyền.

Giới hạn dưới của tốc độ dòng hơi sẽ do điều kiện rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa quyết định. Rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa sẽ xuất hiện khi lưu lượng dòng hơi không đủ để duy trì mức chất lỏng ở trên đĩa. Cuốn lỏng theo dòng hơi còn có thể xảy ra khi lưu lượng dòng lỏng thấp và dòng hơi sẽ đẩy lỏng ở trong lỗ ngược lại và phụt lên phía trên. Ở vùng này bề mặt tiếp xúc giữa hai pha lỏng – hơi sẽ rất nhỏ.



Hình 7.29. Sơ đồ vùng hoạt động của đĩa loại lỗ

1 - Vùng làm việc ổn định của đĩa; 2 - Vùng rò rỉ và tuột lỏng;

3 - Vùng cuốn lỏng theo dòng hơi; 4 - Vùng sặc do lỏng cuốn theo dòng hơi;

5 - Vùng sặc kênh chảy truyền; 6 - Vùng tắc nghẽn kênh chảy truyền.

7.1.29. Chuyển đổi chế độ dòng trên đĩa

7.1.29.1. Chuyển chế độ dòng từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia

Khảo sát quá trình chuyển chế độ dòng từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia đã được tiến hành cho đĩa loại lỗ bằng nhiều kỹ thuật khác nhau. Các kết quả nghiên cứu cho thấy quá trình chuyển chế độ trên diễn ra từ từ, và vì vậy để xác định được thời điểm chuyển chế độ, hàng loạt các tiêu chuẩn đã được đề xuất. Để thuận tiện cho việc xác định thời điểm chuyển chế độ dòng trên đĩa Lockett [Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University Press, Cambridge, England, 1966]; Prado, Johnson và Fair [Chem. Eng. Progr., 83(3), p.32 (1987)]; Porter và Jenkins [I.Chem.E.Sump.Ser.56. Summary Paper (1987)] đã đề xuất các phương trình khác nhau. Phương trình đơn giản của Porter và Jenkin có dạng sau:

$$F_{LG} = \frac{N_P A_B}{L_w} = 0{,}0191 \qquad (7.59)$$

Ở đây N_P – số đường đi của lỏng trên đĩa, F_{LG}– thông số dòng tính theo phương trình (7.17).

Các đại lượng trong phương trình trên sử dụng đơn vị đo của Anh (xem bảng ký hiệu các đại lượng và đơn vị đo).

Phương trình trên được thiết lập dựa vào giả thiết về thời điểm chuyển chế độ từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia diễn ra khi đồ thị sự phụ thuộc của lượng chất lỏng bị cuốn theo khí vào tải trọng lỏng của đĩa đi qua điểm cực tiểu (hình 7.30). Kister, Pinczewski và Fell [Paper presented in the 90th National, AIChE Meeting, Houston , April 1981] lại cho rằng điểm cực tiểu của đồ thị trên sẽ tương ứng với điểm chuyển từ chế độ lớp bọt sang vùng phun tia phát triển từng phần. Nếu như lý lẽ trên là đúng thì khi chế độ dự đoán theo phương trình là chế độ lớp bọt thì rất có thể tháp đang làm việc ở chế độ phun tia. Ngược lại, khi phương trình dự đoán chế độ phun tia thì tháp vẫn có thể còn đang làm việc ở chế độ lớp bọt.

Những nghiên cứu gần đây của Ohe [Distillation 2005: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting p.283, Atlanta (April 10–13, 2005)] lại cho rằng điểm cực tiểu của lượng lỏng bị cuốn theo khí tương ứng với thời gian lưu nhỏ nhất của lỏng trên đĩa và không liên quan đến thời điểm chuyển chế độ dòng từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia.

Phương trình thứ hai dùng để xác định thời điểm chuyển chế độ dòng từ chế độ lớp bọt sang chế độ phun tia do Pinczewski và Fell đề xuất [Ind. Eng. Chem . Proc. Des. Dev. 21, p.774 (1982)]:

$$U_B \cdot \sqrt{\rho_G} = 2{,}25\left(\frac{Q_L \cdot \sqrt{\rho_l}}{100}\right)^n \qquad (7.60)$$

Các đại lượng trong phương trình trên sử dụng đơn vị đo của Anh (xem bảng ký hiệu các đại lượng và đơn vị đo).

Ở đây U_B – tốc độ dòng khí tính theo diện tích sục khí, (ft/s);

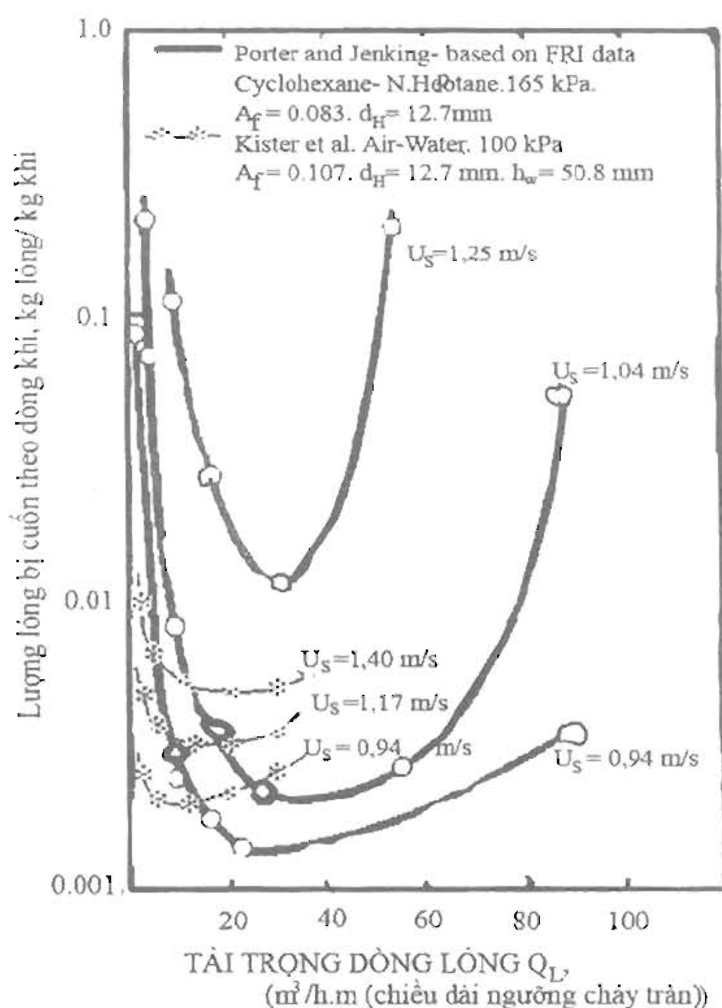
Q_L – tải trọng lỏng tính theo một đơn vị chiều dài của ngưỡng chảy tràn, gpm/in;

ρ_l , ρ_G – khối lượng riêng của lỏng và khí, lb/ft^3.

Trong phương trình trên số mũ n được tính theo phương trình (7.12):

$$n = 0{,}00091.d_h/A_f$$

Với $A_f = A_h/A_a$ – phần diện tích của lỗ; d_h – đường kính lỗ (mm).



Hình 7.30. Sự phụ thuộc của lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí vào lưu lượng của dòng lỏng Q_L (m^3/(h.m chiều dài ngưỡng chảy tràn)). (H.Z.Kister và J.R.Haas, I. Chem. E. Symp. Ser. 104, p. A483, 1987).

- *U_S - Tốc độ của dòng khí, m/s;*
- *A_f - Phần diện tích lỗ;*
- *d_h - Đường kính lỗ, mm;*
- *h_w - Chiều cao ngưỡng chảy tràn, mm.*

Đường ———— : do Porter và Jenkins dựng dựa vào số liệu của viện FRI cho hệ xyclohexan- n-Heptan tại P = 165 kPa; Phần diện tích lỗ A_f = 0,083; Đường kính lỗ d_h = 12,7 mm.

Đường —•—•—: do Kister và các cộng sự dựng cho hệ không khí - nước. P = 100 kPa. A_f = 0,107; d_h = 12,7 mm; chiều cao ngưỡng chảy tràn h_w = 50,8 mm.

Phương trình Pinczewski – Fell đã được thiết lập dựa vào các số liệu chuyển chế độ đo tại thời điểm phun tia qua lỗ cho hệ không khí – nước và tại thời điểm lượng lỏng cuốn theo khí đạt cực tiểu cho một số hệ hydrocarbon.

Gần đây, Johnson và Fair (1987) đã đưa ra phương trình thứ ba để xác định thời điểm chuyển chế độ :

$$U_a^o = C_1.\rho_G^{-0,50}\rho_l^{0,692}.\sigma^{0,06}.A_f^{0,25}.\left(\frac{Q}{L_w}\right)^{0,05}.d_h^{-0,1} \qquad (7.61)$$

ρ_L, ρ_G – khối lượng riêng của khí và lỏng, kg/m^3;

U_a^o – Tốc độ khí tính theo diện tích làm việc A_a của đĩa tại thời điểm chuyển chế độ, m/s;

σ – Sức căng bề mặt, mN/m;

A_f – Phần diện tích của lỗ;

Q/L_w – Lưu lượng dòng lỏng tính theo một đơn vị chiều dài ngưỡng chảy tràn, m^3/(s.m);

d_h – đường kính lỗ, mm;

C_1 = 0,0583 cho ngưỡng chảy tràn cao 25,4 mm (1 in);

C_1 = 0,0568 cho ngưỡng chảy tràn cao 50,8 mm (2 in);

C_1 = 0,0635 cho ngưỡng chảy tràn cao 101,6 mm (4 in).

7.1.29.2. Chuyển chế độ dòng từ chế độ lớp bọt sang chế độ nhũ tương

Chuyển chế độ dòng từ chế độ lớp bọt sang chế độ nhũ tương xảy ra khi lỏng được sục khí tuân theo công thức chảy tràn của Francis [Hofhuis and Zuiderweg, I.Chem .E. Symp. Ser. 56, p.2. 2/1 (1979)]. Theo tiêu chuẩn trên, phương trình dùng để xác định thời điểm chuyển chế độ từ chế độ lớp bọt sang chế độ nhũ tương có dạng:

$$F_{LG}.\frac{N_p A_B}{L_w.h_c} = 0,0208 \qquad (7.62)$$

Các đại lượng trong phương trình trên sử dụng đơn vị đo của Anh:

A_B – diện tích sục khí, ft^2;

L_w – chiều dài ngưỡng chảy tràn, in;

h_c – chiều cao cột chất lỏng trong ở trên đĩa, in;

N_p – số đường đi của lỏng trên đĩa;

F_{LG} – thông số dòng.

Chiều cao của cột chất lỏng trong ở trên đĩa h_c được tính theo phương trình Hofhuis-Zuiderweg:

$$h_c = 2,08.\left(F_{LG}.\frac{N_p A_B}{L_w.h_c}.p\right)^{0,25}.h_w^{0,5} \qquad (7.63)$$

Ở đây: p – bước lỗ, (in).

Tính kiểm tra theo phương trình nhận được từ các số liệu thực nghiệm cũng cho thấy chuyển chế độ diễn ra dần dần trong một khoảng các giá trị và không phải tại một điểm rõ ràng.

7.1.29.3. Chuyển chế độ dòng trên đĩa van

Một số lượng nhỏ các nghiên cứu về chuyển chế độ dòng trên đĩa cũng đã được tiến hành cho đĩa van và chủ yếu sử dụng hệ không khí – nước. Theo các phương trình đã công bố, để xác định được thời điểm chuyển chế độ cần phải biết lượng lỏng bị giữ lại trên đĩa tại thời điểm này. Do các số liệu này thường không có, nên ứng dụng của các phương trình trên cho các tháp công nghiệp rất bị hạn chế.

7.1.30. Hiệu suất của đĩa

7.1.30.1. Một số định nghĩa về hiệu suất của đĩa

Hiệu suất chung của tháp – là tỷ số giữa số đĩa lý thuyết N_t và số đĩa thực tế của tháp N_a:

$$E_{oc} = N_t/N_a \qquad (7.64)$$

Do hiệu suất của đĩa thay đổi theo chiều cao của tháp, nên sẽ tốt nhất nếu công thức trên áp dụng cho từng đoạn của tháp (E_{oc}–hiệu suất cho từng đoạn tháp).

Trong thực tế, do các số liệu thực nghiệm về hiệu suất cũng như số liệu nhận được bằng phương pháp dự đoán hiệu suất đều có độ chính xác không cao nên phương trình trên vẫn được áp dụng cho toàn tháp.

Hiệu suất điểm được định nghĩa theo phương trình sau (hình 7.31a):

$$E_{OG} = \left(\frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^o - y_{n-1}} \right)_{\text{điểm}} \tag{7.65}$$

Ở đây: y_n^o – nồng độ của pha hơi ở trạng thái cân bằng pha với nồng độ của pha lỏng tại điểm n;

y_n – nồng độ thực tế của pha hơi tại điểm n.

Như vậy hiệu suất điểm là tỷ số giữa thay đổi nồng độ thực tế tại một điểm của đĩa và thay đổi nồng độ (nếu như có thể xảy ra) trên một bậc lý thuyết (đĩa lý thuyết). Do nồng độ của pha hơi tại một điểm cho trước không vượt quá giá trị nồng độ cân bằng tại điểm này, nên hiệu suất điểm bao giờ cũng nhỏ hơn 1,0. Nếu trên đĩa có gradien nồng độ thì hiệu suất điểm sẽ thay đổi từ điểm này đến điểm kia của đĩa.

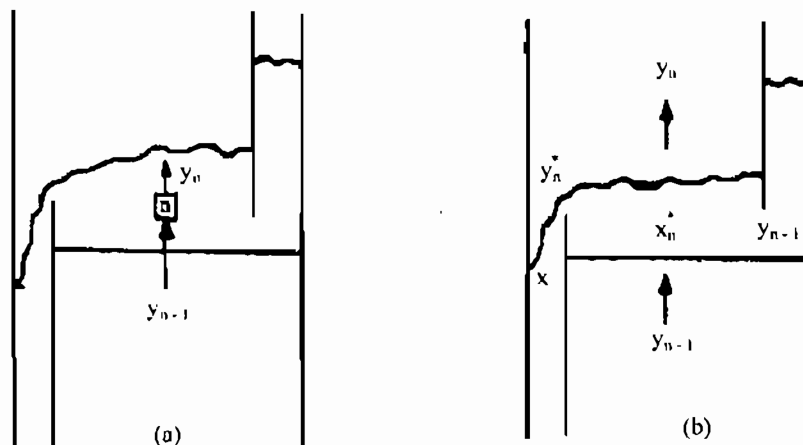
Hiệu suất Murphree [Ind.Eng.Chem.17, 747(1925)]

Công thức để xác định hiệu suất Murphree cũng tương tự như công thức hiệu suất điểm, nhưng áp dụng cho toàn bộ đĩa:

$$E_{MV} = \left(\frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^o - y_{n-1}} \right)_{\text{đĩa}} \tag{7.66}$$

Khi cả pha hơi và pha lỏng trên đĩa được khuấy trộn hoàn hảo, nồng độ của lỏng và hơi tại mọi điểm trên đĩa đều như nhau, thì hiệu suất đĩa Murphree và hiệu suất điểm tại mọi điểm trên đĩa sẽ trùng nhau.

Trong thực tế, luôn tồn tại gradien nồng độ của lỏng ở trên đĩa và nồng độ x_n ở cửa ra khỏi đĩa của lỏng nhỏ hơn nồng độ của lỏng ở trên đĩa x_n' (hình 7.31b), vì vậy nồng độ cân bằng y_n^o cũng sẽ nhỏ hơn nồng độ cân bằng $y_n'^o$. Kết quả là hiệu suất đĩa (phương trình 7.66) sẽ tăng lên so với hiệu suất điểm E_{OG}. Nồng độ y_n^o thậm chí có thể giảm xuống đến mức nhỏ hơn y_n, và trong trường hợp này hiệu suất đĩa Murphree có thể lớn hơn 100%.



Hình 7.31. Hiệu suất điểm và hiệu suất Murphree

a. Hiệu suất điểm; b. Hiệu suất Murphree

7.1.30.2. Quan hệ giữa hiệu suất chung và hiệu suất Murphree của đĩa

Hiệu suất chung của tháp có thể tính được từ hiệu suất Murphree của đĩa theo phương trình của Lewis [Ind.Eng.Chem.28,339(1936)]:

$$E_{OC} = \frac{\ln[1 + E_{MV}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda} \tag{7.67}$$

Ở đây: $\lambda = m.\frac{G_M}{L_M}$ (đại lượng Lamđa);

m – hệ số góc của đường cân bằng pha;

G_M – lưu lượng mol của dòng khí;

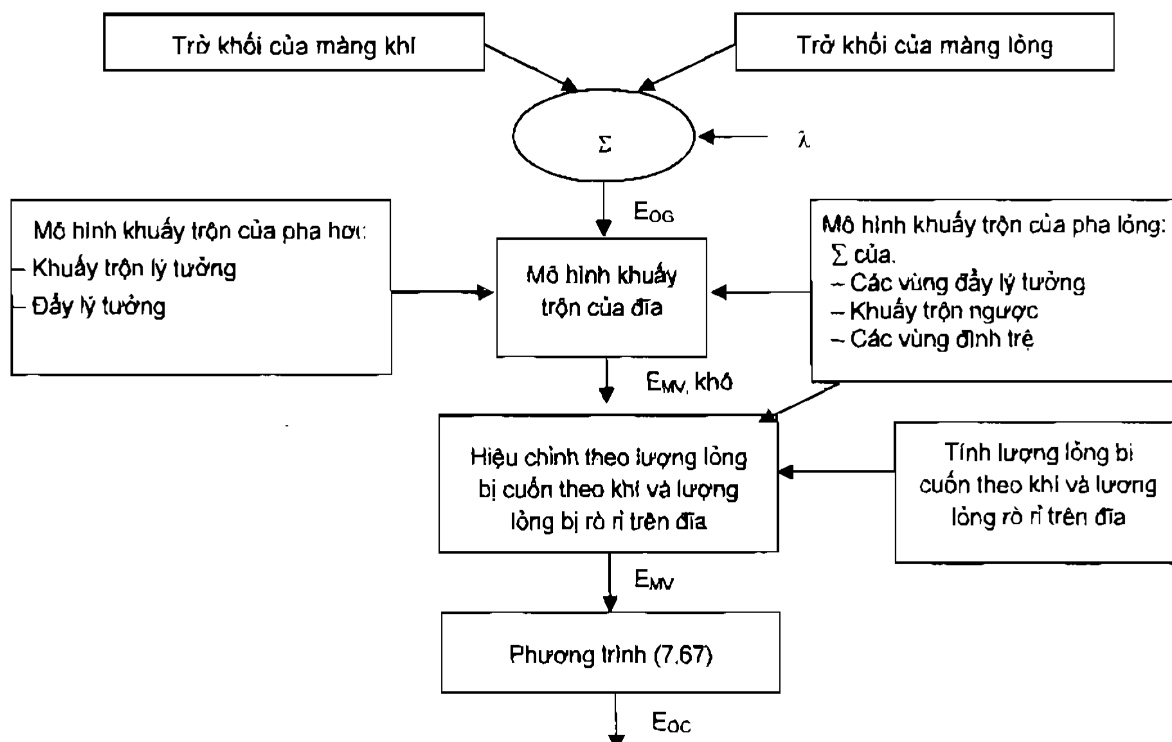
L_M – lưu lượng mol của dòng lỏng.

Phương trình của Lewis được thiết lập dựa vào giả thiết lưu lượng của các dòng pha không đổi và hiệu suất Murphree bằng hằng số cho tất cả các đĩa. Phương trình này cần phải áp dụng riêng biệt cho từng đoạn tháp của tháp chưng luyện vì tỷ số lưu lượng của các dòng pha G_M/L_M (và do đó cả đại lượng λ) sẽ thay đổi từ đoạn tháp này sang đoạn tháp kia. Khi lưu lượng các dòng pha hoặc hiệu suất Murphree thay đổi theo chiều cao của tháp, để áp dụng công thức trên thì từng đoạn tháp cần phải được chia thành các đoạn đủ nhỏ để có thể bỏ qua các thay đổi về lưu lượng dòng và hiệu suất Murphree.

Hiệu suất điểm và hiệu suất Murphree ở trên được định nghĩa qua nồng độ của pha hơi. Tương tự, các hiệu suất này cũng có thể được định nghĩa qua nồng độ của pha lỏng. Chi tiết hơn về các loại hiệu suất có thể xem trong tài liệu [Lockett, Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University, Press, Cambridge, England, 1986].

7.1.30.3. Cơ sở để xác định hiệu suất đĩa

Trên hình 7.32 là trình tự các bước của dự đoán lý thuyết về hiệu suất đĩa dựa vào trở khối của các pha lỏng và pha khí.



Hình 7.32. Trình tự các bước của dự đoán lý thuyết về hiệu suất của đĩa

Để xác định hiệu suất điểm cần phải biết trở khối của màng chất lỏng và màng khí. Khi cả hai pha khí và pha lỏng trên đĩa được khuấy trộn hoàn hảo, thì hiệu suất đĩa Murphree sẽ bằng hiệu suất điểm. Thực tế, do các pha ở trên đĩa không được khấy trộn hoàn hảo nên để chuyển hiệu suất điểm sang hiệu suất đĩa cần phải có mô hình dòng cho pha hơi và pha lỏng ở trên đĩa. Cho pha lỏng, mô hình dòng có thể là mô hình đẩy lý tưởng, mô hình khuấy trộn ngược và mô hình các vùng đình trệ. Trong khi đó cho pha hơi, mô hình dòng có thể là mô hình khuấy trộn hoàn hảo hoặc đẩy lý tưởng.

Lewis (tài liệu đã dẫn) là nhà nghiên cứu đầu tiên đã đưa ra quan hệ định lượng giữa hiệu suất Murphree và hiệu suất điểm. Lewis đã dùng mô hình đẩy lý tưởng cho pha lỏng trên đĩa và sau đó xét ba trường hợp khuấy trộn. Các trường hợp khuấy trộn trên của Lewis đều cho hiệu suất đĩa cực đại có thể. Trong thực tế, hiệu suất đĩa sẽ thấp hơn do phân bố dòng lỏng và dòng hơi không đồng nhất và do có khuấy trộn lỏng trên đĩa.

Đa số các mô hình hiệu suất đều dựa vào trường hợp I của Lewis, khi pha hơi giữa các đĩa được khuấy trộn hoàn hảo, còn pha lỏng chuyển động theo mô hình đẩy lý tưởng. Cho trường hợp này, phương trình Lewis có dạng sau:

$$E_{MV,\text{khô}} = \frac{\exp(\lambda E_{OG}) - 1}{\lambda} \tag{7.68}$$

Hiệu suất Murphree "khô" đã tính tới trở khối của màng khí và màng lỏng, cũng như tính tới mô hình tiếp xúc hai pha lỏng – hơi, nhưng không tính tới ảnh hưởng của lượng lỏng bị cuốn theo hơi (khí) và lượng lỏng bị rò rỉ trên đĩa. Khi đã hiệu chỉnh theo lượng lỏng bị rò rỉ trên đĩa thì hiệu suất Murphree "khô" sẽ trở thành hiệu suất Murphree "ướt" – hay chính là hiệu suất Murphree thực tế của đĩa.

Phương trình Colburn (7.25) dùng để xác định hiệu suất Murphree đã tính tới lượng lỏng bị cuốn theo khí, nhưng với giả thiết chất lỏng trên đĩa chuyển động không phải ở chế độ đẩy lý tưởng mà ở chế độ khuấy trộn hoàn hảo.

Tuy giả thiết trên của Colburn còn có vấn đề, nhưng phương trình của Colburn cho kết quả gần đúng và hợp lý về ảnh hưởng của lượng lỏng bị cuốn theo khí đến hiệu suất của đĩa và áp dụng cho các giá trị của λ gần bằng 1. Phương trình của Colburn có dạng sau:

$$E_{MV} = \frac{E_{MV,\text{khô}}}{1 + \dfrac{e}{L_0} E_{MV,\text{khô}}} \tag{7.69}$$

Ở đây:

e – lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí, kmol/h (lb–mol/h);

L_0 – lưu lượng dòng lỏng, kmol/h (lb–mol/h).

Từ hiệu suất Murphree của đĩa E_{MV} tính theo công thức trên, có thể tính được hiệu suất của tháp theo phương trình (7.25).

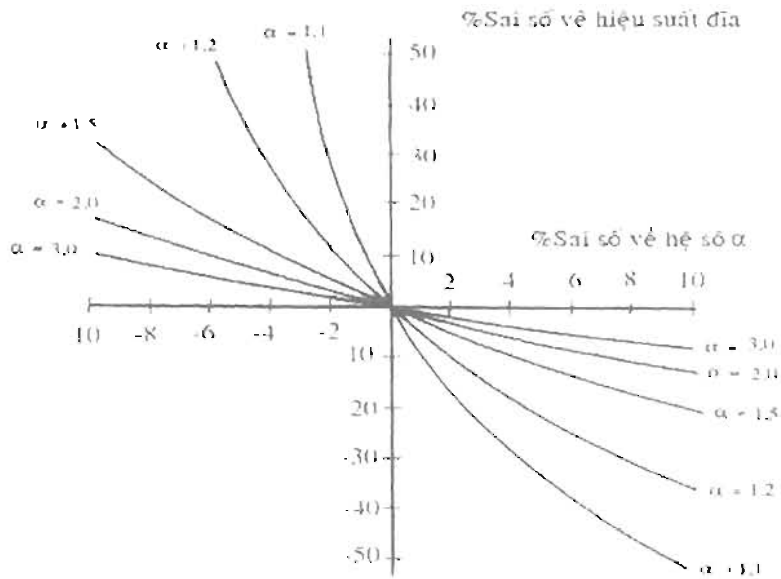
7.1.30.4. Các yếu tố ảnh hưởng đến hiệu suất đĩa

Dưới đây sẽ trình bày các kết quả thực tế của công nghiệp về ảnh hưởng của các yếu tố đến hiệu suất của đĩa. Phần trình bày chi tiết về cơ sở để đưa ra các quan hệ dùng để dự đoán hiệu suất đĩa xem trong tài liệu [Lockett, Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University Press, Cambridge, England, 1986].

Ảnh hưởng của sai số trong xác định cân bằng pha lỏng – hơi đến hiệu suất của đĩa

Ảnh hưởng của sai số trong xác định hệ số bay hơi tương đối đến hiệu suất đĩa trong đại đa số các trường hợp đều bị đánh giá thấp. Hình 7.33 biểu diễn ảnh hưởng trực tiếp của sai số trong xác định

cân bằng pha lỏng hơi đến hiệu suất của đĩa [Deibele and Brandt, Chem. Ing.Tech. 57(5), p.439 (1985): Roy P. and G.K.Hobson. I. Chem.E.Symp. Ser. 104, p.A273 (1987)].



Hình 7.33. Ảnh hưởng trực tiếp của sai số về hệ số bay hơi tương đối α đến hiệu suất của đĩa

Khi hệ số bay hơi tương đối α nhỏ (< 1,2), sai số nhỏ về số liệu cân bằng pha lỏng hơi sẽ có ảnh hưởng rất lớn đến hiệu suất đĩa. Ví dụ: khi $\alpha = 1,1$, nếu sai số về hệ số bay hơi tương đối bằng –3% thì hiệu suất đĩa sẽ lớn hơn giá trị thực khoảng (40–50)% (hình 7.33). Do sai số trong xác định cân bằng pha lỏng – hơi ít khi nhỏ hơn $\pm(2 \div 3)\%$, nên các số liệu về hiệu suất đĩa cho các hệ có hệ số bay hơi tương đối α bé sẽ trở nên vô nghĩa nếu như không có các số liệu chính xác về cân bằng pha lỏng–hơi. Tương tự, nếu như tiến hành so sánh các số liệu về hiệu suất đĩa nhận được cho các hệ có độ bay hơi bé từ các nguồn tài liệu khác nhau cũng sẽ dẫn đến sự hiểu nhầm, nếu như các nguồn tài liệu trên không sử dụng cùng một bộ giá trị về cân bằng pha lỏng – hơi.

Hình 7.33 cũng cho thấy, sai số trong xác định hệ số bay hơi tương đối α sẽ chỉ trở thành vấn đề cần được quan tâm nếu các giá trị của α nhỏ. Khi $\alpha > (1,5 \div 2,0)$, ảnh hưởng trực tiếp của sai số về cân bằng pha lỏng – hơi đến hiệu suất của đĩa có thể bỏ qua.

Đại đa số các số liệu thực nghiệm về hiệu suất đĩa đã được công bố đều nhận được ở chế độ hồi lưu hoàn toàn và vì vậy không có ảnh hưởng gián tiếp của hiệu ứng cân bằng pha lỏng – hơi.

Đối với các số liệu về hiệu suất đĩa được xác định tại chế độ hồi lưu xác định, trong các hiệu ứng gián tiếp dưới đây sẽ bao gồm cả ảnh hưởng của hiệu ứng trực tiếp (được thể hiện trên hình 7.33). Xét trường hợp khi $\alpha < \alpha_{\text{chính xác}}$ và các số liệu thực nghiệm được đo tại chỉ số hồi lưu xác định R dùng để phân tích và tính hiệu suất đĩa. Do có sự sai khác giữa hệ số bay hơi tương đối α và $\alpha_{\text{chính xác}}$ nên chỉ số hồi lưu nhỏ nhất $R_{min} > R_{min,\text{chính xác}}$. Do thực nghiệm được tiến hành tại chỉ số hồi lưu không đổi R nên $(R/R_{min}) < (R/R_{min,\text{chính xác}})$. Vì các tính toán đều dựa vào tỷ số R/Rmin nên số đĩa lý thuyết tính được N_t sẽ lớn hơn so với số đĩa lý thuyết tương ứng với tỷ số $(R/R_{min,\text{chính xác}})$. Điều này có nghĩa là hiệu suất đĩa tính được sẽ lớn hơn giá trị hiệu suất đĩa thực tế (do $E_{oc} = N_t/N_a$).

Ảnh hưởng của các hiệu ứng gián tiếp sẽ bổ sung vào ảnh hưởng của hiệu ứng trực tiếp (hình 7.33) và làm cho sai số giữa giá trị thực và giá trị tính toán của hiệu suất đĩa tăng lên. Ảnh hưởng của

các hiệu ứng gián tiếp đến độ lớn của hiệu suất đĩa sẽ tăng lên theo hàm mũ khi chỉ số hồi lưu làm việc R tiến dần đến chỉ số hồi lưu nhỏ nhất R_{min}.

Những sai số nhỏ trong xác định các số liệu về cân bằng pha lỏng – hơi và chỉ số hồi lưu (bao gồm cả cân bằng vật chất của tháp và lưu lượng dòng hồi lưu về tháp) sẽ làm thay đổi tỷ số R/R_{min}. Ngay lân cận giá trị chỉ số hồi lưu nhỏ nhất R_{min}, thậm chí chỉ một sai số rất nhỏ của tỷ số R/R_{min} cũng sẽ dẫn đến sai số rất lớn về số đĩa của tháp, vì vậy sai số trong xác định hiệu suất đĩa cũng sẽ rất lớn. Chính vì thế các số liệu về hiệu suất đĩa nhận được ở vùng lân cận chỉ số hồi lưu nhỏ nhất R_{min} thường không có nhiều ý nghĩa và có thể dẫn đến sự hiểu nhầm rất đáng kể về hiệu suất của đĩa.

Ảnh hưởng của mô hình dòng chất lỏng trên đĩa đường kính lớn

Mô hình lý thuyết của dòng chất lỏng phổ biến nhất là mô hình đẩy lý tưởng. Theo mô hình này, trên đĩa pha lỏng chuyển động chéo dòng với pha hơi và chế độ đẩy lý tưởng của pha lỏng áp đảo hoàn toàn dòng khuấy trộn ngược. Trong khi đó pha hơi đi từ dưới đĩa lên và được khuấy trộn hoàn hảo. Khi đường kính của đĩa tăng lên, mức độ đẩy lý tưởng của dòng lỏng trên đĩa được tăng cường và sẽ càng áp đảo dòng khuấy trộn ngược.

Sự xuất hiện các vùng đình trệ lỏng trên đĩa đều đã được nhất trí công nhận, nhưng mối liên quan giữa các vùng đình trệ lỏng trên đĩa với hiệu suất của đĩa hiện có rất ít thông tin. Trong một số trường hợp, sự giảm đáng kể hiệu suất đĩa được cho là do có các vùng đình trệ lỏng ở trên đĩa [Weiler, Kirkpatrick and Lockett, Chem. Eng.Progr. 77(1), 63 (1981)]. Trong một số trường hợp khác lại không phát hiện được sự khác nhau về hiệu suất đĩa khi trên đĩa vẫn có các vùng đình trệ lỏng [Yanagi and Scott, Chem. Eng. Progr. 69(10), 75 (1973)].

Để loại bỏ các vùng đình trệ trên đĩa, một số giải pháp kỹ thuật đã được áp dụng [Kister H.Z, Distillation Design, McGraw–Hill, New York, 1992], nhưng hiệu quả trong cải thiện hiệu suất đĩa vẫn chưa thật rõ ràng.

Ảnh hưởng của chiều cao ngưỡng chảy tràn

Khi chiều cao của ngưỡng chảy tràn tăng lên, mức chất lỏng trên đĩa ở chế độ lớp bọt và chế độ nhũ tương sẽ tăng lên và diện tích bề mặt tiếp xúc giữa hai pha lỏng – khí cũng như thời gian tiếp xúc giữa pha lỏng và pha khí cũng sẽ tăng lên. Như vậy về mặt lý thuyết, hiệu suất đĩa khi đó sẽ tăng lên. Ở chế độ phun tia, chiều cao của ngưỡng chảy tràn không ảnh hưởng đến mức chất lỏng trên đĩa cũng như hiệu suất của đĩa. Trong các hệ thống chưng cất, tăng chiều cao của ngưỡng chảy tràn có ảnh hưởng rất nhỏ và thường không đáng kể đến hiệu suất của đĩa.

Ảnh hưởng của chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa

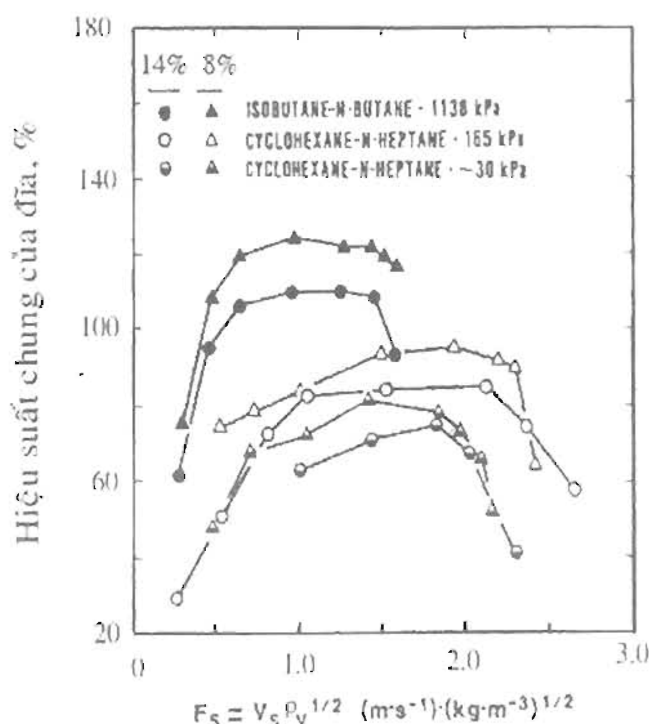
Khi đường đi của lỏng trên đĩa tăng lên sẽ làm tăng thời gian tiếp xúc giữa hai pha lỏng – hơi, sẽ làm tăng vai trò của mô hình đẩy của dòng lỏng, và vì vậy sẽ làm tăng hiệu suất đĩa. Điển hình là khi đường đi của lỏng trên đĩa tăng lên gấp đôi (như trường hợp chuyển từ đĩa có hai đường đi của lỏng về đĩa có một đường đi của lỏng, khi lưu lượng dòng lỏng không đổi) thì hiệu suất tăng lên khoảng 5–15%.

Ảnh hưởng của phần diện tích lỗ A_f

Khi phần diện tích lỗ $A_f = A_h/A_a$ giảm xuống thì hiệu suất của đĩa sẽ tăng lên. Yanaga và Sakata [Ind, Eng.Chem.Proc.Des.Dev.21,712 (1982)] đã tiến hành thí nghiệm trên tháp quy mô công nghiệp và các kết quả nhận được cho thấy khi phần diện tích lỗ giảm từ 14% xuống 8% thì hiệu suất đĩa sẽ tăng lên khoảng 5–15% (hình 7.34).

Ảnh hưởng của đường kính lỗ

Hiện tại không có đủ số liệu thực nghiệm đủ tin cậy về ảnh hưởng của kính thước lỗ đến hiệu suất của đĩa. Tuy nhiên các nhà nghiên cứu đều nhất trí rằng ảnh hưởng của kích thước lỗ đến hiệu suất đĩa là không đáng kể.



Hình 7.34. Sự phụ thuộc của hiệu suất chung của đĩa vào phần diện tích lỗ, vào tải trọng hơi và tải trọng lỏng (ở điều kiện làm việc bình thường trong khoảng giữa điểm rò rỉ lỏng quá mức cho phép và điểm cuốn lỏng theo hơi quá mức cho phép), và vào áp suất

[Số liệu của viện FRI, chế độ hồi lưu hoàn toàn, đường kính tháp D_c= 1,2 m, chiều cao ngưỡng chảy tràn h_w = 50,8 mm, đường kính lỗ d_h = 12,7 mm, khoảng cách giữa các đĩa TS = 610 mm].

Ảnh hưởng của tải trọng lỏng, tải trọng hơi và chỉ số hồi lưu

Tải trọng lỏng, tải trọng hơi cũng như chỉ số hồi lưu có ảnh hưởng nhỏ đến hiệu suất của đĩa (hình 7.34) nếu như các tải trọng trên không vượt quá các giới hạn thủy lực (giới hạn sặc đĩa, rò rỉ lỏng trên đĩa...).

Ảnh hưởng của độ nhớt và hệ số bay hơi tương đối

Hiệu suất của đĩa sẽ tăng lên khi độ nhớt của lỏng và hệ số bay hơi tương đối của hỗn hợp giảm xuống. Các hiệu ứng này sẽ được phản ánh trọng phương trình O'Connel– Lockett (7.70).

Ảnh hưởng của sức căng bề mặt

Hiện tại không có đủ các số liệu chắc chắn để phán xét về ảnh hưởng của sức căng bề mặt đến hiệu suất của đĩa. Thông thường rất khó tách bạch được ảnh hưởng của riêng sức căng bề mặt ra khỏi ảnh hưởng của các thông số vật lý khác đến hiệu suất của đĩa.

Ảnh hưởng của áp suất

Hiệu suất của đĩa sẽ tăng nhẹ khi áp suất làm việc tăng lên (hình 7.34). Đây là hệ quả của việc giảm độ nhớt của lỏng và giảm hệ số bay hơi tương đối α khi áp suất tăng trong các tháp chưng cất.

Khi áp suất vượt quá 10 – 20 bar (150 – 300 psia), và đặc biệt khi lưu lượng dòng lỏng lớn, khi lượng hơi bị cuốn theo lỏng và đi vào kênh chảy truyền tăng lên đáng kể, thì hiệu suất đĩa sẽ giảm nếu áp suất làm việc tiếp tục tăng [Zuiderweg, Int.Chem .Eng. 26(1), 1(1986)].

Ảnh hưởng của sự không đồng đều trong phân bố dòng

Sự không đồng đều trong phân bố dòng là một trong những nguyên nhân chính làm giảm hiệu suất đĩa, đặc biệt cho các đĩa có nhiều đường đi của lỏng (số đường đi của lỏng > 2).

7.1.31. Xác định hiệu suất đĩa

Dự đoán hiệu suất của đĩa có thể thực hiện theo nhiều phương pháp khác nhau. Dưới đây sẽ liệt kê các phương pháp dự đoán hiệu suất của đĩa theo thứ tự giảm dần mức độ tin cậy.

7.1.31.1. Phương pháp thực nghiệm chính xác

Để xác định hiệu suất của đĩa được tiến hành ngay trên tháp quy mô công nghiệp, là phương pháp có độ tin cậy cao nhất. Trình tự xác định hiệu suất đĩa bằng phương pháp thực nghiệm được trình bày trong các tài liệu [AIChE Equipment Testing Procedures Committee, AIChE Equipment Testing Procedure– Tray Distillation Columns, 2d ed, 1987;Kister, Distillation Operation, McGraw-Hill, New York, 1990)].

7.1.31.2. Chuyển quy mô từ một tháp công nghiệp đang làm việc

Nếu cho hai tháp áp dụng cho cùng một hệ, ở những điều kiện của quá trình tương tự nhau, các tải trọng lỏng, khí và chế độ làm việc cũng tương tự nhau, thì các số liệu của tháp này có thể áp dụng trực tiếp cho tháp kia. Phần diện tích lỗ A_f và số đường đi của lỏng trên đĩa tuy có ảnh hưởng không lớn nhưng quan trọng tới hiệu suất của đĩa, và vì vậy bất kỳ sự thay đổi nào của các thông số trên phải được xem xét kỹ khi chuyển quy mô. Những thông tin kinh nghiệm về các yếu tố ảnh hưởng đến hiệu suất của đĩa (đã trình bày ở trên) có thể sử dụng để đánh giá mức độ ảnh hưởng của các thay đổi trên đến hiệu suất của đĩa.

7.1.31.3. Chuyển quy mô từ một tháp công nghiệp đang làm việc sang các điều kiện khác của quá trình

Ở trường hợp này, trong khi chuyển quy mô, các số liệu thực nghiệm sẽ được phân tích bằng mô phỏng trên máy tính. Số bậc thay đổi nồng độ lý thuyết sẽ được thay đổi cho tới khi thành phần của các sản phẩm cũng như phân bố nhiệt độ phải ăn khớp với các số liệu thực nghiệm. Hiệu suất đĩa khi đó sẽ bằng tỉ số của số bậc thay đổi nồng độ lý thuyết và số bậc thực tế. Trong quá trình tính toán trên, sai số về cân bằng pha lỏng – hơi sẽ được bù trừ bằng các sai số của hiệu suất đĩa. Ví dụ, nếu như hệ số bay hơi tương đối tính được trong khi mô phỏng quá cao, thì số đĩa cần thiết khi mô phỏng để đạt được sự ăn khớp với các số liệu tực nghiệm sẽ ít hơn. Khi đó hiệu suất tính toán của đĩa sẽ nhỏ hơn. Trong trường hợp này chuyển quy mô sẽ đạt kết quả tốt, vì sai số về số liệu cân bằng pha lỏng – hơi và sai số về hiệu suất đĩa tiếp tục bù trừ cho nhau cho tới khi các sai số này cân bằng nhau.

Khi điều kiện của quá trình thay đổi thì sai số về cân bằng pha lỏng – hơi và sai số về hiệu suất đĩa sẽ không còn cân bằng nhau nữa. Nếu như giá trị thực của hệ số bay hơi tương đối cao hơn giá trị tính toán của hệ số này thì chuyển quy mô sẽ cho kết quả thận trọng. Ngược lại, nếu giá trị thực của hệ số bay hơi tương đối nhỏ hơn giá trị tính toán thì chuyển quy mô sẽ cho kết quả quá lạc quan. Các phân tích chi tiết về chuyển quy mô cho trường hợp điều kiện quá trình thay đổi có thể xem trong tài liệu [Kister H.Z; Distillation Design, McGraw-Hill, New York 1992].

7.1.31.4. Các số liệu kinh nghiệm

Có nhiều các bảng số liệu kinh nghiệm về hiệu suất đĩa được đo trước đây cho các hệ khác nhau đã được công bố. Do hiệu suất của đĩa ít nhạy cảm với hình dạng và kích thước của đĩa, vì vậy trong trường hợp không có những bất thường về thủy lực học, cũng như không có các vấn đề với cân bằng pha lỏng – hơi, thì các số liệu về hiệu suất đĩa đo được ở tháp này có thể được mở rộng sang cho các tháp khác khi áp dụng cho cùng một hệ. Một vài thay đổi nhỏ về hình dạng và kích thước đĩa cũng nằm trong phạm vi cho phép. Đối với các hệ nước – các chất hữu cơ, phải có những thận trọng cần thiết, vì ở đây nồng độ có thể có ảnh hưởng đáng kể đến tính chất vật lý, đến hệ số bay hơi tương đối và đến hiệu suất của đĩa. Các số liệu điển hình về hiệu suất của đĩa cũng đã được công bố (xem trong bảng 7.9).

Các tác giả Vital, Grossel và Olsen [Hydroc. Proc. 63,11, p.147 (1984)]; Garcia và Fair [Ind.Eng. Chem. Res. 39 p. 1809 (2000)] cũng đã tổng hợp chi tiết các số liệu đã công bố về hiệu suất đĩa.

Trong các tài liệu [GPSA Engineering Data Book, 10th ed., Gas Proccesors Association, 1987] và [Kaes, Refinery Process Modeling – A practical Guide to Steady State Modeling of Petroleum Processes Using Commercial Simulators, Athens Printing Co., Athens, Ga., 2000] đã tổng kết các số liệu điển hình về hiệu suất đĩa của các nhà máy xử lý khí và của các tháp lọc dầu. Pilling [Paper presented at the 4th Topical Conference on Separation Science and Technology, November, 1999, Sulzer Chemtech. Tulsa, Okla] đã thống kê các số liệu rất điển hình về hiệu suất đĩa. Chất lượng và độ tin cậy của các số liệu về hiệu suất đĩa của các nguồn thông tin trên nhìn chung khác nhau và so với các số liệu đo được thực tế về hiệu suất đĩa thì các số liệu trên có độ tin cậy kém hơn.

Bảng 7.9. Hiệu suất đĩa của một số hệ

Loại đĩa	*Hệ*	*Đường kính tháp (ft)*	*Khoảng cách đĩa (in)*	*Áp suất (psia)*	*Hiệu suất (%)*	*% diện tích lỗ*	*Tài liệu tham khảo*	*Chú thích*
Chóp	Ethanol – nước	1.31	10.6	14.7	83–87		1	
		1.31	16.3	14.7	84–97		•	
		2.5	14	14.7	80–85		2	
	Methanol – nước	3.2	15.7	14.7	90–95		3	
	Ethyl benzene – styrene	2.6	19.7	1.9	55–68		4	
	Cyclohexane – n – heptane	4.0	24	14.7	65–90		5	
				24	65–90			
				50	65–90			
	Cyclohexane n–heptane	4.0	24	5	65–85		6	Chóp tuy nen
				24	75–100			
	Benzene–toluene	1.5	15.7	14.7	70–80		7	
	Toluene–isooctane	5.0	24	14.7	60–80		8	
Lỗ	Mehanol – nước	3.2	15.7	14.7	70–90	10.8	2	
	Ethanol – nước	2.5	14	14.7	75–85	10.4	1	
	Methanol – nước	3.2	15.7	14.7	90–100	4.8	2	
	Ethylbenzene – styrene	2.6	19.7	1.9	70	12.3	5	
	Benzene–toluene	1.5	15.7	14.7	60–75	8	10	
	Methanol–n–propanol–	6.0	18	18	64^{o}		6	

	sec–butanol							
	Hỗn hợp xylene + C_8–C_{10}	13.0	21	25	86°		4	
	paraffins và naphthenes					14		
	Cyclohexane–	4.0	24	5	60–70	14	9	
	n–heptane			24	80	14	9	
		4.0	24	5	70–80	8	8	
				24	90	8	8	
	Isobutane–n–butane	4.0	24	165	110	14	9	
		4.0	24	165	120	8	8	
		4.0	24	300	110	8	8	
		4.0	24	400	100	8	8	
	n–Heptane–toluene	1.5	15.7	14.7	60–75	8	10	
	Methanol– nước	2.0	13.6	14.7	68–72	10	11	
	Isopropanol– nước	2.0	13.6	14.7	59–63		11	
	Toluene–methylcyclohexane	2.0	13.6	14.7	70–82		11	
	Tháp tách toluene từ hỗn hợp với nước	4	24	14.7	31–42	8	13	
Van	Methanol– nước	3.2	15.7	14.7	70–80	14.7	2	
	Ethanol– nước	2.5	14	14.7	75–85		1	
	Ethyl benzene–styrene	2.6	19.7	1.9	75–85		3	
	Cyclohexane – n – heptane	4.0	24	24	70–96°		7	
	Isobutane–n–butane	4.0	24	165	108–121°	14.7	7	
	Cyclohexane–	4.0	24	24	77–93$^+$	14.7	12	
	n – heptane			5	57–86$^-$	14.7	12	
	Isobutane–n – butane	4.0	24	165	110–123	12	12	
	Thiết bị tách C_3 – C_4	5.6	24	212	65–67*		14	

Tài liệu tham khảo cho bảng 7.9

1. Kirschbaum, Distillier–Rektifiziertechnik. 4th ed., Springer – Verlag, Berlin and Heidelberg, 1969.
2. Kastanek and Standart, Sep, Sci, 2, 439 (1967).
3. Billet and Raichle, Chem. Ing. Tech., 38, 825 (1966); 40, 377 (1968).
4. AIChE Research Committee, Tray Efficiency in Distillation Columns, final report, University of Delaware, Newark, 1958.
5. Billet R., IChemE., Symp. Ser. 32, p. 4:42 (1969).
6. Mayfield et al., Ind. Eng. Chem., 44, 2238 (1952).
7. Fractionation Research, Inc. "Report of Tests of Nutter Type B float Valve Tray," July 2, 1964 from Sulzer Chem Tech.
8. Sakata and Yanagi, IChemE., Eng. Symp. Ser., no.56, 3.2/21 (1979).
9. Yanagi and Sakata Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.21, 712 (1982).
10. Zuiderweg and Van der Meer, Chem .Tech. (Leipzig), 24, 10 (1972).

11. Korchinsky, Trans. I.Chem. E., 72, Part A, 472 (1994).

12. Gliltsch, Inc. "Glitsch Ballast Trays," Bulletin 159/169 (FRI Topical Report 15, 1958). Available from Koch–Glitsch LP, Wichita, Kans.

13. Kunesh et al., Paper presented at the AIChE Spring National Meeting, Atlanta, Ga., 1994.

14. Remesat, Chuang, and Svrcek, Trans. I Chem. E. Vol. 83. Part A, p.508, May 2005.

Ký hiệu:

o – Các van hình chữ nhật BDP của hãng Sulzer.

+ – Các van tròn V–I Glitsch của hãng Koch– Glitsch.

≠ – Các đĩa loại hai đường đi của lỏng, chiều dài đường đi đã được rút ngắn.

Chú ý:

- *Để chuyển từ (ft) sang (m) phải nhân với hệ số 0,3048.*
- *Để chuyển từ (in) sang (cm) phải nhân với hệ số 2,54.*
- *Để chuyển từ (psia) sang (kPa) phải nhân với hệ số 6,895.*

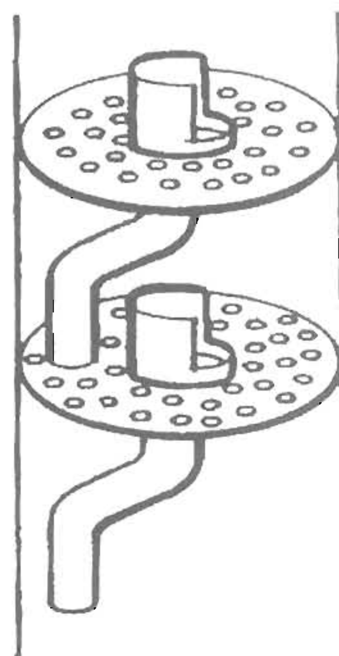
7.1.31.5. Chuyển quy mô từ quy mô bán sản xuất hoặc từ quy mô thí nghiệm

Đây là phương pháp chuyển quy mô thường được sử dụng. Khi tiến hành chuyển quy mô bằng phương pháp này, hiệu suất của đĩa sẽ không bị giảm xuống nếu như một số biện pháp thận trọng được tuân thủ. Các biện pháp thận trọng này, nhìn chung, liên quan tới các tháp bán sản xuất hoặc các tháp quy mô thí nghiệm dùng để chuyển quy mô, và các biện pháp thận trọng này sẽ được giải thích kỹ khi đề cập tới tháp Oldershaw – tháp chuẩn dùng để so sánh.

7.1.31.6. Chuyển quy mô từ tháp Oldershaw

Tháp Oldershaw là tháp quy mô thí nghiệm, có ứng dụng rất rộng rãi trong khảo sát hiệu suất của đĩa [Hình (7.35), Oldershaw, Ind.Eng.Chem.Anal.Ed.13,265 (1941)]. Tháp này có thể chế tạo trong xưởng của nhiều phòng thí nghiệm, bằng thủy tinh khi làm việc tại áp suất khí quyển, hoặc bằng kim loại khi làm việc ở áp suất cao. Đường kính điển hình của tháp này nằm trong khoảng từ 25 đến 100 mm, với khoảng cách giữa các đĩa bằng đường kính của tháp.

Fair, Null và Bolles [Ind.Eng.Chem.Process Des.Dev., 22,53.(1983)] đã phát hiện được là hiệu suất đo được trong tháp Oldershaw tiệm cận rất gần với hiệu suất điểm [phương trình (7.65)] đo được trong tháp đĩa lỗ quy mô công nghiệp (hình 7.36) ở điều kiện quy định sau: 1) Hệ dùng để tiến hành chưng cất như nhau; 2) So sánh được tiến hành tại tải trọng tương đối so với điểm sặc như nhau; 3) Quá trình được tiến hành ở chế độ hồi lưu hoàn toàn; 4) Sử dụng tháp Oldershaw chuẩn trong các thí nghiệm ở quy mô phòng thí nghiệm.



Hình 7.35. Tháp Oldershaw

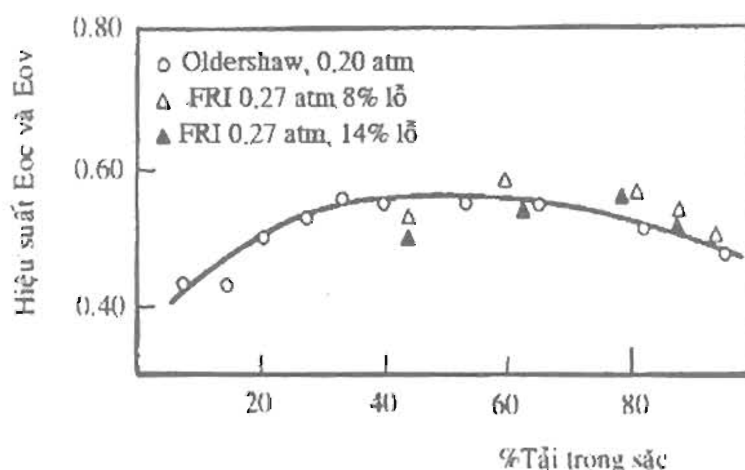
Fair và các cộng sự đã tiến hành so sánh hiệu suất cho một số hệ bằng cách sử dụng các số liệu về hiệu suất của các tháp công nghiệp đã được viện FRI (Fractionation Research, Inc.) công bố. Để chuyển từ hiệu suất điểm của tháp Oldershaw sang hiệu suất chung của tháp có thể sử dụng mô hình

dòng khuấy trộn. Cách chuyển này làm tăng độ lớn của hiệu suất cần được đánh giá của tháp công nghiệp. Theo quan điểm thận trọng hơn, Fair và các cộng sự cho rằng nên sử dụng hiệu suất của tháp Oldershaw như là hiệu suất ước tính của tháp công nghiệp và không cần chú ý tới phần dòng lỏng chuyển động ở chế độ đẩy lý tưởng ở trên đĩa khi tiến hành chuyển quy mô.

Kister H.Z. cũng giữ quan điểm thận trọng trên của Fair và coi các mô hình khuấy trộn có độ ổn định không cao. Trong một công trình nghiên cứu trước đây với tháp Oldershaw, Ellis, Barker và Contractor [Trans, Instn.Chem.Engnrs.38,21(1960)] đã đưa ra giải thích bổ sung về sự thận trọng ở trên. Trong tháp Oldershaw hoặc tháp quy mô bán sản xuất có thể tạo thành các tế bào (các ngăn) bọt (do thành tháp luôn hỗ trợ tạo bọt), nhưng trong các tháp công nghiệp rất ít khi xảy ra hiện tượng này. Đối với một hệ cho trước, hiệu suất của tháp Oldershaw thường cao hơn do được đo ở điều kiện tạo các ngăn bọt và ít khi ở điều kiện lớp bọt. Vì lý do trên, Gerster [Chem.Eng.Progr.59(3), 35(1963)] đã cảnh báo là khi các ngăn bọt có thể được tạo thành thì chuyển quy mô từ các kết quả của tháp Oldershaw có thể tiềm ẩn nguy cơ không chính xác. Các kết luận do Fair và các cộng sự đưa ra không áp dụng được cho tháp Oldershaw làm việc ở chế độ ngăn bọt. Ngăn bọt có thể nhận biết được nếu như năng suất của tháp quy mô bán sản xuất thấp hơn so với trường hợp hỗn hợp chuẩn – hỗn hợp không tạo các ngăn bọt (quan sát trực tiếp được ở trong tháp).

Mất mát nhiệt là vấn đề lớn trong tháp bán sản xuất (tháp Pilot) và tháp Oldershaw và vấn đề này có thể dẫn đến kết quả quá lạc quan trong việc chuyển quy mô. Để giảm thiểu tối đa lượng nhiệt mất mát ra môi trường cần phải có các giải pháp đặc biệt. Thông thường có thể sử dụng phương pháp dùng vỏ cách nhiệt và hút chân không (khi vỏ cách nhiệt và tháp không phải bằng thủy tinh thì cần lắp thêm cửa quan sát).

Sử dụng tháp Oldershaw cho các hệ không thường gặp cũng như ứng dụng của các trường hợp này được Fair, Reeves và Seibert mô tả trong tài liệu [Topical Conference on Distillation, AIChE Spring Meeting, New Orleans, p.27 (March 10 – 14, 2002)]. Phần ứng dụng do các tác giả trên mô tả, bao gồm phần chuyển quy mô khi không có các số liệu cân bằng pha lỏng – hơi có độ tin cậy tốt, phần xác định hiệu suất của quá trình tách bằng hơi nước trực tiếp, hiệu suất riêng của từng cấu tử trong chưng cất hỗn hợp nhiều cấu tử, xác định hành vi của các cấu tử trong quá trình tách hỗn hợp đẳng phí và các thử nghiệm về tạo bọt.



Hình 7.36. So sánh hiệu suất chung của tháp Oldershaw đường kính 25 mm với hiệu suất điểm của tháp đĩa lỗ đường kính 1,22 m của viện FRI. Hệ cyclohexane – n – heptane. [Fair, Null and Bolles, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 22, 53 (1982)]

7.1.31.7. Dự đoán hiệu suất bằng các quan hệ thực nghiệm

Phương trình của Drickamer và Bradford [Trans.Am.Inst.Chem.Eng.39,319 (1943)] (hình 7.37) và phương trình của Drickamer – Bradford được O'Connell cải tiến [Trans.Am. Inst. Chem.Eng.42,741 (1946)] (hình 7.38) được coi là các phương trình chuẩn dùng để dự đoán hiệu suất của đĩa trong công nghiệp.

Đồ thị của phương trình Drickamer – Bradford thể hiện sự phụ thuộc của hiệu suất đĩa vào độ nhớt của lỏng μ và đồ thị này sẽ hữu ích trong tính toán các thiết bị tách các hỗn hợp dầu mỏ.

Đồ thị của phương trình O'Connell thể hiện sự phụ thuộc của hiệu suất đĩa vào tích số của độ nhớt của lỏng với hệ số bay hơi tương đối $(\alpha\mu)$. Locket [Distillation Tray Fundamentals, Cambridge Univesity Press, Cambridge, England, 1986] đã chỉ ra khía cạnh lý thuyết trong phương trình của O'Connell: Khi độ nhớt của lỏng tăng lên sẽ làm giảm tốc độ khuyếch tán trong pha lỏng, vì vậy trở khối của pha lỏng sẽ tăng lên và hiệu suất đĩa sẽ giảm xuống. Khi hệ số bay hơi tương đối tăng lên, ảnh hưởng của trở khối của pha lỏng sẽ tăng lên, và hiệu suất của đĩa cũng sẽ giảm xuống.

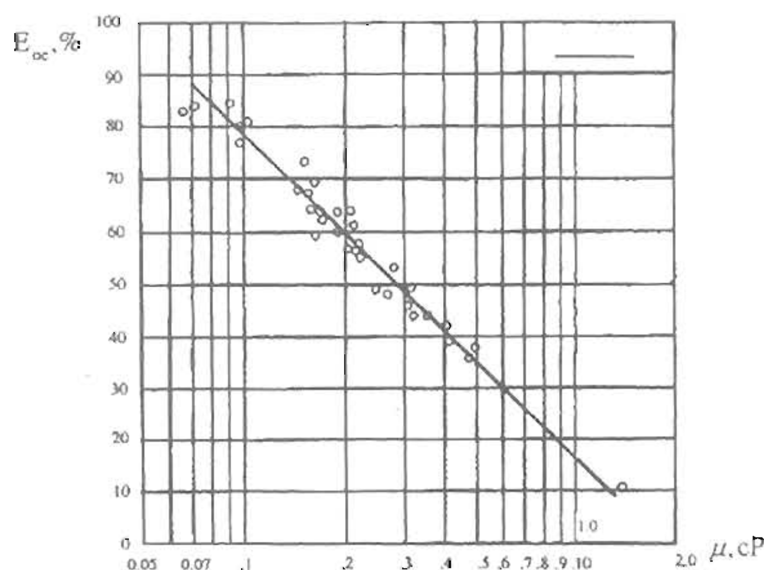
Lockett đã thể hiện đồ thị của O'Connell ở dạng phương trình:

$$E_{oc} = 0{,}492(\alpha\mu)^{-0{,}245} \tag{7.70}$$

Ở đây: μ – độ nhớt của pha lỏng, cP; α – hệ số bay hơi tương đối; E_{oc} – hiệu suất đĩa.

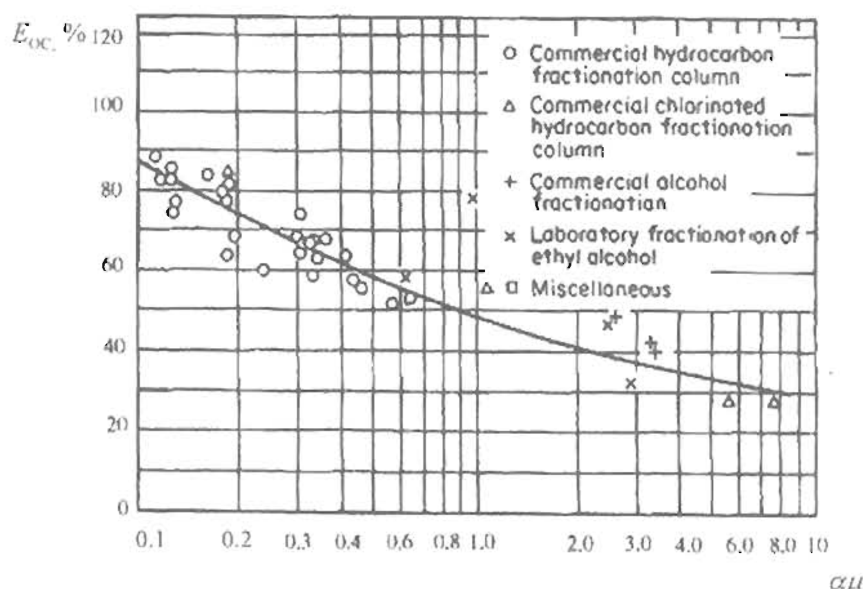
Độ nhớt μ và hệ số bay hơi α được xác định tại nhiệt độ trung bình của đỉnh và đáy tháp. Cho hỗn hợp nhiều cấu tử, hệ số bay hơi α được xác định theo các cấu tử chính.

Phương trình O'Connell được thiết lập dựa vào các số liệu thực nghiệm của đĩa loại chóp. Cho các đĩa loại lỗ và loại van, hiệu suất dự đoán theo phương trình này hơi thấp hơn so với thực tế.



Hình 7.37. Quan hệ phụ thuộc của hiệu suất đĩa E_{oc} vào độ nhớt của lỏng trong các tháp lọc dầu (theo Drickamer và Bradford)

μ – độ nhớt mol trung bình của hỗn hợp lỏng đầu tại nhiệt độ trung bình của tháp, cP.



Hình 7.38. Quan hệ của O'Connell dùng để xác định hiệu suất chung của tháp chưng luyện

α - hệ số bay hơi tương đối của các cấu tử chính;

μ - độ nhớt của hỗn hợp lỏng đầu tại các điều kiện trung bình của tháp, cP;

O - tháp công nghiệp dùng để tách các hỗn hợp hyđrôcácbon;

Δ - tháp công nghiệp dùng để tách các hỗn hợp hyđrôcácbon clorua;

+ - tháp công nghiệp dùng để tinh chế rượu;

x - tháp thí nghiệm dùng để tách ethyl alcohol;

□ - tháp dùng để tách hỗn hợp các loại hợp chất khác.

7.1.31.8. Dự đoán hiệu suất bằng phương pháp lý thuyết

Phương pháp lý thuyết để dự đoán hiệu suất được xây dựng dựa vào thuyết hai lớp màng và bao gồm các bước như trên hình 7.32. Hầu hết các phương pháp lý thuyết để dự đoán hiệu suất đều bắt đầu từ mô hình của viện AIChE [AIChE Research Committee, Bubble Tray Design Manual, New York, 1958]. Mô hình này đã được xây dựng trong vòng 5 năm cuối của những năm 50 tại ba trường đại học. Theo mô hình này, hiệu suất được dự đoán theo thứ tự: Hiệu suất điểm → Hiệu suất Murphree → Hiệu suất chung của tháp và có phần hiệu chỉnh hiệu suất Murphree theo lượng lỏng bị cuốn theo khí:

$$E_{og} \rightarrow E_{mv} \rightarrow E_{oc}$$

Trên cơ sở lý thuyết hai lớp màng về chuyển khối và để thuận tiện đã chọn cách biểu diễn tất cả các loại hiệu suất qua nồng độ của pha khí (hoàn toàn tương tự có thể biểu diễn tất cả các loại hiệu suất qua nồng độ của pha lỏng) và hiệu suất điểm được biểu diễn qua số đơn vị chuyển khối:

$$E_{og} = 1 - e^{-N_{og}} \quad (7.71)$$

Ở đây N_{og}– số đơn vị chuyển khối chung và được tính theo công thức:

$$N_{og} = \frac{1}{1/N_g + \lambda/N_l} \quad (7.72)$$

Ở đây: N_g – Số đơn vị chuyển khối của pha khí;

N_l – Số đơn vị chuyển khối của pha lỏng;

$\lambda = mG_m/L_m$ – (yếu tố nhả khí) – đại lượng lamđa;

m – hệ số góc của đường cân bằng pha;

G_m – lưu lượng của dòng khí, mol/s;

L_m – lưu lượng dòng lỏng, mol/s.

Theo các phương trình trên, để có thể đánh giá được hiệu suất điểm cần phải dự đoán các giá trị của số đơn vị chuyển khối N_g và N_l tại các điểm trên đĩa, cũng như là đánh giá được các đại lượng m, G_m và L_m tại các điều kiện khảo sát đặc biệt.

Số đơn vị chuyển khối của pha khí được tính theo công thức sau:

$$N_g = k_G.a.\theta_g \tag{7.73}$$

Ở đây k_G – hệ số cấp khối, (kmol/((m^2.s).($kmol/m^3$)) hoặc (m/s);

a – diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng của quá trình chuyển khối; m^2/(m^3 thể tích lớp bọt trên đĩa).

θ_g – thời gian lưu của khí ở trong lớp bọt, s.

Khi tốc độ của pha khí tăng lên, hệ số cấp khối k_G sẽ tăng lên, nhưng thời gian lưu θ_g của khí trong lớp bọt sẽ giảm xuống và kết quả là số đơn vị chuyển khối N_g hầu như không đổi trong cả khoảng thay đổi tốc độ của pha khí.

Đối với đĩa lỗ, Chan và Fair [Ind.Eng.Chem.Process Des.Dev., 23, 814 (1983)] đã sử dụng kho số liệu về hiệu suất của các tháp đường kính lớn để đưa ra công thức tính tích số (k_G.a):

$$k_G.a = \frac{316 D_G^{1/2}(1030 f + 867 f^2)}{h_L^{1/2}} \tag{7.74}$$

Ở đây: k_G – hệ số cấp khối, m/s;

a – diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng, m^2/(m^3 thể tích lớp bọt);

D_G – hệ số khuyếch tán trong pha khí, m^2/s;

f – phần mức độ tiến đến điểm sặc đĩa;

h_l – chiều cao lớp lỏng lưu lại trên đĩa, mm.

Do sử dụng tích số hệ số cấp khối k_G với diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng a – sẽ được hệ số cấp khối thể tích $k_{vg} = k_G.a$, nên đã loại bỏ được sự cần thiết phải xác định diện tích tiếp xúc pha a. Khi tiến hành đo diện tích bề mặt chuyển khối ở trên đĩa, thì kết quả nhận được trên các tháp thí nghiệm và các tháp công nghiệp dùng cho chưng cất và hấp thụ thường khác xa nhau, vì vậy các số liệu về diện tích tiếp xúc pha đã công bố được coi là không đáng tin cậy cho mục đích thiết kế. Chính vì vậy, trong thiết kế thay cho đại lượng k_G, đại lượng (k_G.a) sẽ thường xuyên được sử dụng.

Để đánh giá thời gian lưu θ_g của khí trong lớp bọt, có thể coi thể tích của lớp bọt bằng tích $A_a.h_f$, (ở đây h_f – chiều cao của lớp bọt). Để tính được chiều cao lớp bọt h_f, trước tiên phải tính khối lượng riêng hiệu dụng của khối bọt theo công thức:

$$\phi_e = \exp(-12,55 Ks^{0,91}) \tag{7.75}$$

Ở đây: $\phi_e = h_L/h_f$;

h_f – chiều cao lớp bọt, mm;

$$K_s = U_a\left[\rho_G/(\rho_L - \rho_G)\right]^{0,5} = F_{va}/(\Delta\rho)^{0,5} \tag{7.76}$$

U_a – Tốc độ hơi tính theo diện tích hoạt động A_a của đĩa, (m/s)

F_{va} – Yếu tố F tính theo diện tích hoạt động A_a của đĩa, (m.s). (kg/m^3)^{0,5}.

Chiều cao lớp lỏng bị giữ lại trên đĩa được tính theo công thức:

$$h_l = \phi_e\left[h_w + 15,330C(Q/\phi_e)^{2/3}\right] \qquad (7.77)$$

Ở đây:

$$C = 0,0327 + 0,0286.\exp[-0,1378h_w] \qquad (7.78)$$

Trong các công thức trên, tất cả các đại lượng h có đơn vị đo là mm; đường kính lỗ d_h, mm; khối lượng triêng ρ_G, ρ_L, (kg/m^3); sức căng bề mặt σ (mN/m); lưu lượng dòng (m^3/s).

Khối lượng riêng không thứ nguyên của lớp bọt được định nghĩa theo công thức:

$$\phi = \frac{h_L}{h_f + \varepsilon(\rho_G/\rho_L)} \qquad (7.79)$$

Khi $\rho_L >> \rho_G$ thì

$$\phi \sim h_L/h_f \text{ và } \varepsilon = 1-\phi \qquad (7.80)$$

Khi đó, thời gian lưu có thể được đánh giá theo công thức:

$$\theta_g = \frac{\varepsilon.h_f.A_a}{10^3Q} = \frac{(1-\phi)h_f.A_a}{10^3Q} = \frac{(1-\phi)h_L.A_a}{10^3\phi.Q} \qquad (7.81)$$

Ở đây:

$h_f = h_L/\phi$, mm;

Q – lưu lượng thể tích dòng hơi đi qua đĩa, (m^3/s);

θ_g – thời gian lưu, (s).

Số đơn vị chuyển khối của pha lỏng được tính theo công thức:

$$N_L = k_l.a.\theta \qquad (7.82)$$

Ở đây:

k_L – hệ số cấp khối trong pha lỏng, kmol/(s.m^2.kmol/m^3) hoặc (m/s);

a – diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng của quá trình chuyển khối, m^2/(m^3 lớp bọt hoặc thể tích của các tia ở trên đĩa);

θ_L – thời gian lưu của lỏng trong lớp bọt hoặc trong vùng phun tia, (s).

Tích số hệ số cấp khối k_L với diện tích bề mặt tiếp xúc pha hiệu dụng a sẽ cho hệ số cấp khối thể tích $k_L.a$

Đối với đĩa lỗ, hệ số cấp khối thể tích trong pha lỏng được tính theo công thức:

$$k_L.a = (3,875.10^8 D_l)^{0,5}(0,40U_a.\rho_G^{0,5} + 0,17) \qquad (7.83)$$

Đối với đĩa chóp:

$$k_l.a = (4,127.10^8 D_L)^{0,5}(0,21U_a.\rho_G^{0,5} + 0,15) \qquad (7.84)$$

Ở đây:

D_L – hệ số khuyếch tán trong pha lỏng, (m^2/s);

Thời gian lưu của lỏng trong lớp bọt được tính theo công thức:

$$\theta_L = \frac{(1-\varepsilon)h_f.A_a}{10^3Q} = \frac{\varphi.h_f.A_a}{10^3.Q} \qquad (7.85)$$

Ở đây: Q – lưu lượng thể tích của lỏng đi ngang qua đĩa, m^3/s.

Tóm lại, hiệu suất điểm N_{og} được tính theo phương trình (7.71) với số đơn vị chuyền khối chung N_{og} được tính theo công thức (7.72), số đơn vị chuyển khối của pha khí Ng được tính theo công thức (7.73), số đơn vị chuyền khối N_L của pha lỏng được tính theo công thức (7.82), và hệ số m của đường cân bằng pha có thể tính theo hệ số bay hơi tương đối α. Đối với hệ hai cấu tử, trong vùng hệ số bay hơi tương đối không đổi, hệ số m có thể tính theo công thức:

$$m = \frac{\alpha_{ij}}{\left(1 + (\alpha_{ij} - 1)x_i\right)^2} \tag{7.86}$$

Ở đây:

α_{ij} – hệ số bay hơi tương đối của cấu tử i so với cấu tử j;

x_i – nồng độ phần mol của cấu tử i trong lỏng.

Phương pháp đánh giá hiệu suất điểm trình bày trên đây không phải là phương pháp duy nhất áp dụng cho các đĩa loại lỗ. Các phương pháp lý thuyết khác cũng đang được tiếp tục phát triển. Ví dụ, Prado và Fair [Ind. Eng. Chem. Res, 29, 1031 (1990)] đã đề xuất phương pháp có tính đến hiệu ứng tạo bong bóng và phun tia trên đĩa. Tuy nhiên, phương pháp này sẽ không thích hợp cho các hệ không chứa nước. Chen và Chuang [Ind. Eng. Chem. Res., 32, 701 (1993)] đã đề xuất mô hình dùng để dự đoán hiệu suất điểm ở mức độ lý thuyết cao hơn, nhưng để có thể áp dụng mô hình này cần phải có những so sánh với các số liệu thực nghiệm về hiệu suất của các tháp công nghiệp dùng cho các quá trình chưng cất. Hy vọng trong tương lai sẽ có những nghiên cứu để phát triển hơn nữa các mô hình dùng để đánh giá hiệu suất của đĩa.

Một trong những vấn đề chính cần phải giải quyết khi xây dựng các mô hình dự đoán hiệu suất đĩa chính là cần thay đổi xu thế dự đoán hiệu suất trong khoảng 80 ÷ 100% cho các tháp chưng cất có đường kính D_C > 1,2m. Trong thực tế, đại đa số các tháp có hiệu suất rất gần với giá trị 60%. Cai và Chen [Distillation 2003: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, New Orleans, La., March 30–April 3, 2003] đã chỉ ra rằng các mô hình về khuyếch tán xoáy đã công bố (các mô hình này được xây dựng dựa chủ yếu vào các kết quả thí nghiệm trên các tháp kích thước bé) đã đánh giá quá thấp vai trò của khuếch tán ngược của lỏng, và đánh giá quá cao vai trò của dòng đẩy trong các tháp quy mô công nghiệp. Kết quả là các mô hình này đã đưa ra các dự đoán lạc quan về hiệu suất của đĩa. Ngoài ra, có thể còn những hạn chế khác của các mô hình lý thuyết, và các hạn chế này ở mức độ nào hiện chưa được làm sáng tỏ.

Vì các lý do nêu trên, hiện tại không nên sử dụng các mô hình lý thuyết đã công bố để đưa ra dự đoán hiệu suất đĩa dùng trong thiết kế.

Ví du 7.4. Ở các điều kiện như ví dụ 7.1 và 7.3, hãy đánh giá hiệu suất đĩa. Biết:

+ Hệ số bay hơi tương đối α của hệ ethylbenzene/styrene tại nồng độ hỗn hợp đầu bằng 1,30;

+ Yếu tố nhả Lamda λ = 1,17;

+ Hệ số khuyếch tán trong pha khí (m^2/s) D_G = $2,09.10^{-5}$

+ Hệ số khuyếch tán trong pha lỏng (m^2/s) D_L = $3,74.10^{-9}$

+ Độ nhớt trung bình của hỗn hợp lỏng (cP) μ = 0,25.

Bài giải

a. Phương pháp dự đoán theo mô hình AIChE

* Lưu lượng dòng khí: 25500/(3600.0,481) = 14,73m^3/s

* Lưu lượng dòng lỏng 22000/(3600.841) = 0,00727 m^3/s

* Khối lượng riêng của lớp bọt (ví dụ 7.3) ϕ = 0,284

* Chiều cao lớp lỏng lưu lại trên đĩa (ví dụ 7.3) h_L = 23,23 mm lỏng

* Phần tải trọng của đĩa so với tải trọng tại điểm đặc (ví dụ 7.1) f = 0,74 = 74%

* Thời gian lưu của khí trong lớp bọt được tính theo công thức (7.81):

$$\theta_g = \frac{(1-\phi)h_L A_a}{10^3 \phi.Q} = \frac{(1-0,284).23,23.4,41}{10^{10}.0,284.14,73} = 0,0175 s$$

* Hệ số cấp khối thể thích trong pha khí (công thức 7.74):

$$k_G.a = \frac{316 D_G^{1/2}(1030 f + 867 f^2)}{h_L^{1/2}} = \frac{316.(2,09.10^{-5})^{0,5}(1030.0,74 + 867.0,74^2)}{23,23^{0,5}} = 86,1\ m/s$$

* Số đơn vị chuyển khối của pha khí (công thức 7.73):

$$N_g = k_G.a.\theta_G = 86,1.0,0175 = 1,51$$

* Thời gian lưu của lỏng trong lớp bọt (công thức 7.85):

$$\theta_L = \frac{\phi.h_f.A_a}{10^3.Q} = \frac{0,284.81,8.4,41}{10^3.0,00727} = 14,1 s$$

Ở đây $h_f = h_L/\phi$ = 23,23/0,284 = 81,8 mm

* Hệ số cấp khối thể tích trong pha lỏng (công thức 7.83):

$$k_L.a = (3,875.10^8.D_L)^{0,5}.(0,40.U_a.\rho_G^{0,5} + 0,17)$$
$$= (3,875.10^8.3,74.10^{-9})^{0,5}.(0,40.3,34.0,481^{0,5} + 0,17) = 1,32\ m/s$$

Ở đây $U_a = Q_v/A_a$=14,73/4,41 = 3,34 m/s

* Số đơn vị chuyển khối của pha lỏng (công thức 7.82):

$$N_L = k_L.a.\theta_L = 1,32.14,1 = 18,6$$

* Số đơn vị chuyển khối chung (công thức 7.72):

$$N_{og} = \frac{1}{1/N_G + \lambda/N_L} = \frac{1}{1/1,51 + 1,17/18,6} = 1,37$$

* Hiệu suất điểm (công thức 7.71):

$$N_{og} = 1 - \exp(-N_{og}) = 1 - \exp(-1,37) = 0,75 = (75\%)$$

b. Xác định hiệu suất dựa vào các số liệu đo bằng thực nghiệm

Các số liệu thực nghiệm của Billet (bảng 7.9) cho hệ ethylbenzene/styrene ở cùng áp suất cho đĩa lỗ và đĩa van cho đường kính của tháp và khoảng cách giữa các đĩa rất gần với các số liệu của ví dụ 7.1. Do các đĩa này chỉ có một đường đi của lỏng, nên chiều dài đường đi của dòng lỏng cũng sẽ tương tự. Phần diện tích lỗ trong ví dụ 7.1 (14%) rất gần với giá trị này trong bảng 7.9 (12,3% cho đĩa lỗ, và 14 – 15% cho đĩa van chuẩn). Vì vậy có thể sử dụng trực tiếp giá trị hiệu suất trong bảng 7.9: 70–85%. Để cho chắc chắn, chọn giá trị hiệu suất bằng 70%. Hiệu suất thực tế có thể cao hơn 5 – 10%.

c. Đánh giá hiệu suất theo phương pháp của O' Connell

Theo công thức (7.70): $E_{OC} = 0,492(\alpha\mu)^{-0,245} = 0,492(1,3.0,25)^{-0,245} = 0,65 = 65\%$

Giá trị hiệu suất tính theo phương trình của O'Connell thường hơi quá thận trọng. Điều này chứng tỏ hiệu suất 70% nhận được ở trên có thể coi là một đánh giá tốt.

7.1.31.9. So sánh hiệu suất của một số loại đĩa

Một số các nghiên cứu về các loại đĩa khác nhau đã được tiến hành ở các điều kiện cho phép so sánh trực tiếp và có ý nghĩa về hiệu suất của các loại đĩa này. Các điều kiện cần có để có thể tiến hành so sánh được bao gồm:

– Hệ dung dịch giống nhau,

– Làm việc tại cùng áp suất,

– Tháp có cùng đường kính,

– Chiều cao mức chất lỏng trên đĩa như nhau.

Standard và các cộng sự [Br. Chem. Eng., 11(11), 1370 (1966); Sep. Sci., 2, 439 (1967)] đã tiến hành tách hệ methanol – nước tại áp suất khí quyển trong tháp có đường kính D_T = 1,0 m. Khoảng cách giữa các đĩa trong tháp TS = 0,4 m. Các loại đĩa sau đây đã được khảo sát:

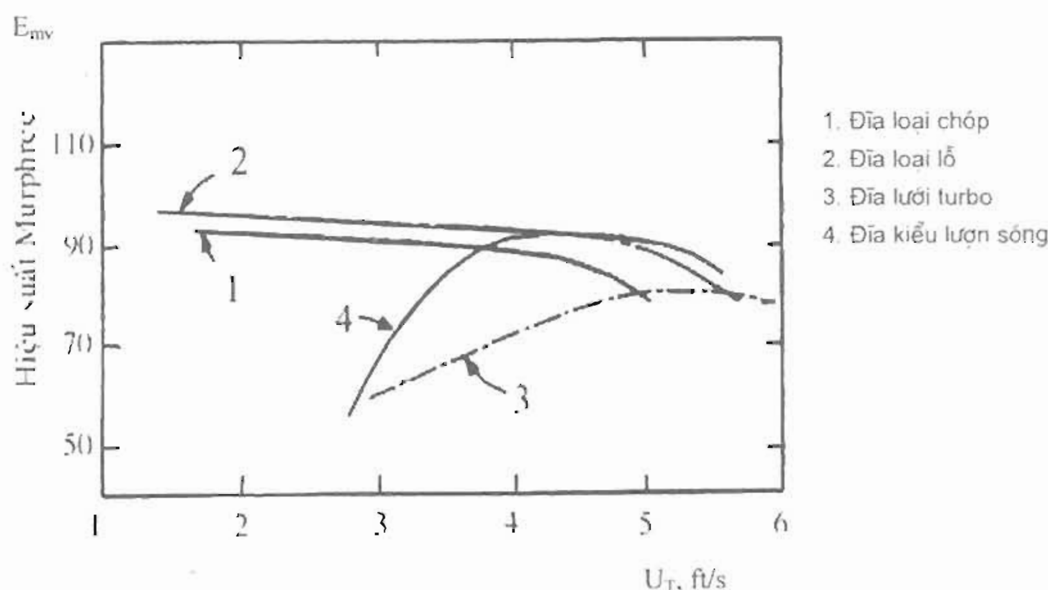
1. Đĩa chóp tròn: đường kính chóp 70mm. Chóp được đặt ngập 25,4 mm vào trong lớp lỏng trên đĩa.

2. Đĩa lỗ: đường kính lỗ d_h = 4,0 mm, diện tích lỗ trên đĩa A_h = 0,048 m^2, chiều cao ngưỡng chảy tràn ở cửa ra khỏi đĩa của lỏng h_w = 40 mm.

3. Đĩa lưới Turbo: chiều rộng của rãnh trên đĩa bằng 4,6 mm, diện tích rãnh trên đĩa A_s = 14,7%.

4. Đĩa kiểu lượn sóng: đường kính lỗ d_h = 2,85 mm, diện tích lỗ trên đĩa A_h = 10,08%.

Các số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đĩa được thể hiện trên hình 7.39.



Hình 7.39. Sự phụ thuộc hiệu suất đĩa vào tốc độ của dòng hơi (hệ Methanol – nước)

Chú ý:

• *Chuyển từ đơn vị (ft/s) sang (m/s) phải nhân với hệ số 0,3048.*

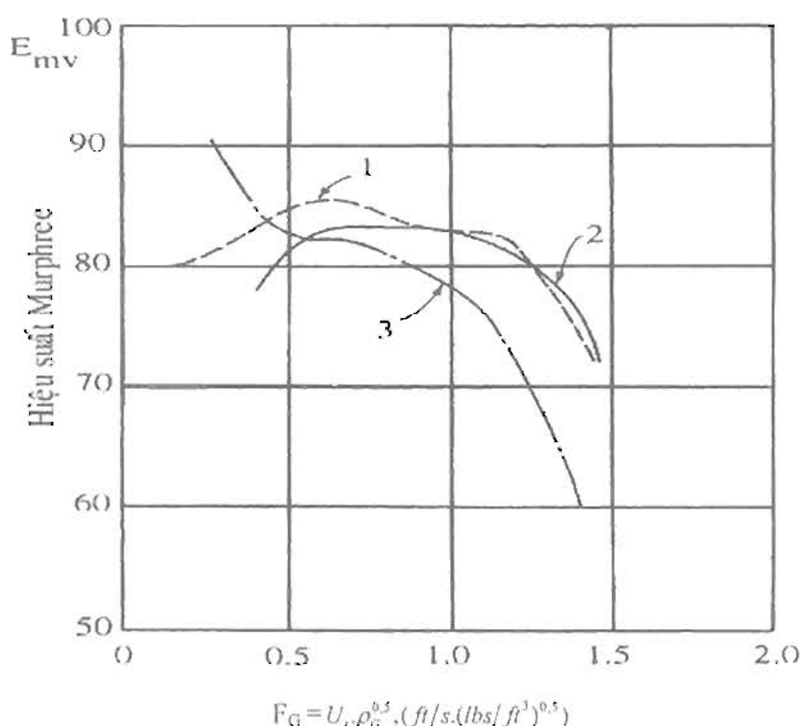
Kirschbaum [Distillier–Rektifiziertechnik, 4th ed, Springer–Verlag, Berlin and Heidelberg, 1969] đã nghiên cứu tách hệ ethanol – nước ở áp suất khí quyển trong tháp có đường kính D_T = 0,75 m và khoảng cách giữa các đĩa TS = 0,35 m. Các loại đĩa sau đây đã được nghiên cứu:

1. Đĩa loại chóp tròn: đường kính chóp 70 mm và được đặt ngập 30mm vào trọng lớp lỏng ở trên đĩa.

2. Đĩa loại lỗ có đường kính lỗ d_h = 10 mm, diện tích lỗ A_h/A_a = 10,4%, chiều cao ngưỡng chảy tràn ở cửa ra khỏi đĩa của lỏng h_w = 25,4 mm.

3. Đĩa loại van: đường kính van d_v = 40 mm, 45 van /đĩa, chiều cao ngưỡng chảy tràn ở cửa ra khỏi đĩa của lỏng h_w = 25,4 mm.

Các số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đĩa được thể hiện trên hình 7.40.



$F_G = U_r.\rho_G^{0.5}.(ft/s.(lbs/ft^3)^{0.5})$

***Hình 7.40.** Sự phụ thuộc hiệu suất của đĩa vào yếu tố tải trọng hơi F_G (hệ Ethanol – nước)*

1. Đĩa loại chóp, 2. Đĩa loại lỗ, 3. Đĩa loại van.

Chú ý:

- *Chuyển từ đơn vị $(ft/sec(lbs/ft^3)^{1/2})$ sang $(m/s).(kg/m^3)^{0.5}$ phải nhân với hệ số 1,2199.*

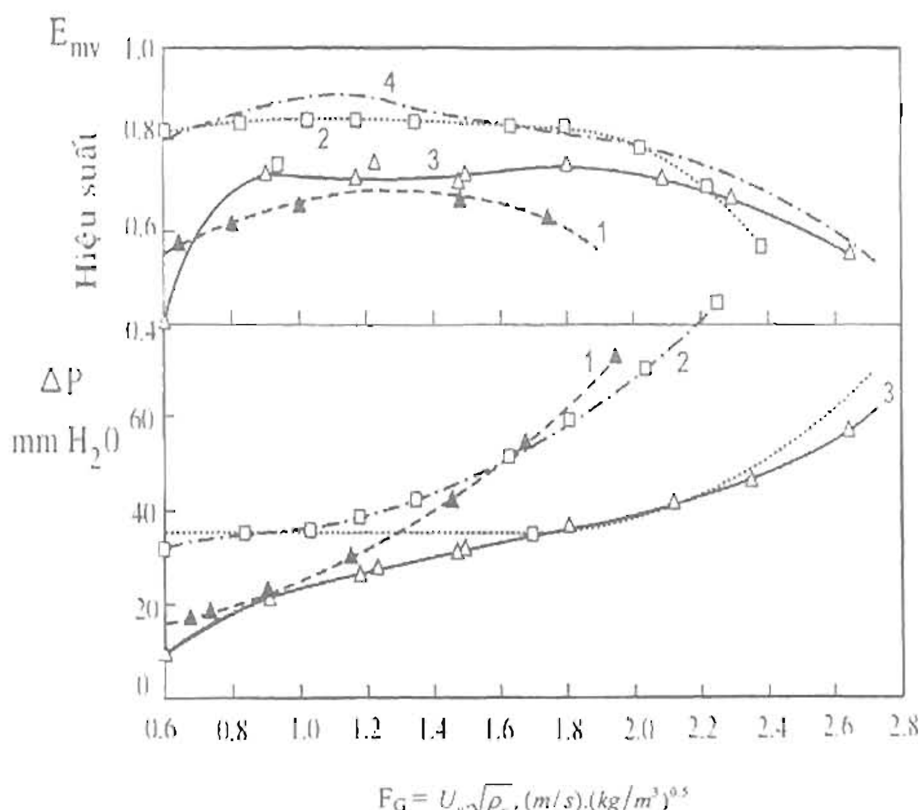
Billet và các cộng sự [Chem. Ing. Tech, 38, 825 (1966); Instn. Chem. Engrs. Symp. Ser. No. 32,5, 111 (1969)] đã nghiên cứu tách hệ ethylbenzene–styrene tại áp suất P = 100 mmHg trong tháp có đường kính D_t = 0.8 m, có khoảng cách giữa các đĩa TS = 500 mm và chiều cao ngưỡng chảy tràn h_w = 19 mm và h_w = 38 mm. Quá trình tách được tiến hành ở chế độ hồi lưu toàn phần. Các loại đĩa khác nhau đã được khảo sát và các kết quả về hiệu suất đĩa được thể hiện trên hình 7.41:

Đường cong 1: đĩa loại chóp, ngưỡng chảy tràn có chiều cao h_w = 38 mm;

Đường cong 2: đĩa loại van, trên đĩa có 64 van loại V–1;

Đường cong 3: đĩa loại lỗ, chiều cao ngưỡng chảy tràn h_w = 38 mm;

Đường cong 4: đĩa loại lỗ – van kết hợp, trên đĩa có 49 van và 140 lỗ, chiều cao ngưỡng chảy tràn h_w = 38 mm.



Hình 7.41. Sự phụ thuộc của hiệu suất và trở lực của một số loại đĩa vào yếu tố tải trọng hơi F_G (hệ Ethylbenzene - Styrene)

1. Đĩa loại chóp; 2. Đĩa loại van; 3. Đĩa loại lỗ; 4. Đĩa loại lỗ - van kết hợp.

Thử nghiệm các loại đĩa đã được tiến hành tại viện FRI và do các nhà sản xuất tài trợ. Một số các kết quả thử nghiệm đĩa loại lỗ đã được công bố cho các hệ cyclohexane – n–heptane và iso – butane – n–butane. Các kết quả đại diện đã được thể hiện trên hình 7.34. Tháp thử nghiệm có đường kính D_T = 1,2 m, khoảng cách giữa các đĩa TS = 600 mm và chiều cao của ngưỡng chảy tràn h_w = 50 mm. [Sakata and Yanagi, Instn. Chem. Engrs. Symp. Ser. No. 56, 3.2/21 (1979) and Yanagi and Sakata, Ind. Eng. Chem. Proc. Ser.Devel; 21, 712 (1982)].

Các nghiên cứu về hiệu suất của đĩa trong các hệ methanol/ nước, isopropanol / nước và toluene/ methylcyclohexane trong tháp có đường kính D_T = 0.6m đã được tiến hành tại Đại học khoa học và công nghệ Manchester [University of Manchester Institute of science and technology – UMIST]. Các kết quả thực nghiệm trên có thể xem trong các tạp chí [Lockett and Ahmed, Chem. Eng. Res. Des., 61, 110 (1983); Korchinsky et al, Trans, Chem.E., 72, 406, 472 (1994)].

Tất cả các chương trình thử nghiệm liên quan đến tách các hỗn hợp cụ thể bằng phương pháp chưng luyện đều được tiến hành ở chế độ hồi lưu toàn phần. Ý nghĩa chính của các kết quả nhận được là mục đích so sánh hiệu suất của các loại đĩa. Cần phải nhấn mạnh là khi thiết kế các chi tiết của tháp, không nhất thiết phải tối ưu hóa theo các điều kiện đã tiến hành thử nghiệm đĩa.

Bảng ký hiệu các đại lượng

Ký hiệu		*Hệ đơn vị SI*	*Hệ đơn vị Anh*
a, a_c	Bề mặt phân chia pha hiệu dụng	m^2/m^3	ft^2/ft^3
a_p	Bề mặt riêng của đệm	m^2/m^3	ft^2/ft^3
A	Yếu tố hấp thụ $L_M/(mG_M)$	≠	≠
A_c	Diện tích tiết diện ngang	m^2	ft^2
A_a	Diện tích hoạt động – diện tích sục khí	m^2	ft^2
A_B	Diện tích sục khí – diện tích hoạt động	m^2	ft^2
A_D	Diện tích tiết diện kênh chảy truyền thẳng đứng	m^2	ft^2
A_{da}	Diện tích của khe giữa đáy kênh chảy truyền và mặt đĩa	m^2	ft^2
A_{BD}	Diện tích phần đáy kênh chảy truyền	m^2	ft^2
A_{DT}	Diện tích phần đỉnh kênh chảy truyền	m^2	ft^2
A_e, A'	Yếu tố hấp thụ hiệu dụng	≠	≠
A_f	Phần diện tích lỗ	≠	≠
A_h	Diện tích lỗ	m^2	ft^2
A_N	Diện tích thực (diện tích tự do)	m^2	ft^2
A_S	Diện tích rãnh	m^2	ft^2
A_{so}	Diện tích mở của rãnh	m^2	ft^2
A_T	Diện tích tiết diện ngang của tháp	m^2	ft^2
c	Nồng độ	$kmol/m^3$	$lb–mol/ft^3$
c`	Yếu tố hiệu chỉnh Stokes – Cunningham		
C	Yếu tố tải trọng khí	m/s	ft/s
C1	Hệ số trong phương trình chuyển chế độ	≠	≠
C1, C2	Thông số trong phương trình giới hạn hệ thống	m/s	ft/s
C3, C4	Hằng số trong phương trình Robbin để xác định trở lực của đệm.	≠	≠
CAF	Yếu tố C tại điểm sặc	m/s	ft/s
CAFo	Yếu tố C chưa hiệu chỉnh tại điểm sặc	m/s	ft/s
Cd	Hệ số trong phương trình dùng để tính chiều cao lớp chất lỏng trong	≠	≠
$C_G \equiv C$	Yếu tố C của khí	m/s	ft/s
C_L	Yếu tố tải trọng lỏng	m/s	ft/s
C_{LG}	Hằng số trong phương trình tính trở lực của đệm	$(m/s)^{0,5}$	$(ft/s)^{0,5}$
C_P	Thông số năng suất của tháp đệm	≠	≠

C_{SB}, C_{sb}	Yếu tố C tại điểm sặc do lỏng bị cuốn theo khí	m/s	ft/s
C_{sbf}	Thông số năng suất đã được hiệu chỉnh theo sức căng bề mặt	m/s	ft/s
C_v, C_V	Hệ số thất dòng	≠	≠
C_w	Hằng số trong phương trình tính tốc độ rò rỉ lỏng	≠	≠
C_{XY}	Hệ số trong phương trình tính chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết của đệm cấu trúc.	≠	≠
d	Đường kính	m	ft
d_b	Đường kính bọt	m	ft
d_h, d_H	Đường kính lỗ	mm	in
d_o	Đường kính lỗ	m	ft
d_w	Đường kính ngưỡng chảy tràn kiểu ống	mm	in
D	Hệ số khuyếch tán	m^2/s	ft^2/s
D	Đường kính ống	m	ft
D_g, D_L	Hệ số khuyếch tán trong pha khí và pha lỏng	m^2/s	ft^2/s
D_p	Đường kính viên đệm	m	ft
D_T	Đường kính tháp	m	ft
D_{tube}	Đường kính trong của ống	m	ft
D_{vm}	Đường kính trung bình (theo thể tích)	m	ft
e	Lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí	kmol/h	lb–mol/h
e, E_s	Lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí	kg lỏng/kg khí	lb lỏng/lb khí
E	Hiệu suất đĩa	%	%
E	Năng lượng mất mát tính theo một đơn vị khối lượng	W	Btu/lb
E_a	Hiệu suất Murphree của đĩa đã hiệu chỉnh theo lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí	%	%
E_g	Hiệu suất điểm của pha khí	%	%
E_{oc}	Hiệu suất chung của tháp	%	%
E_{OG}	Hiệu suất điểm	%	%
E_{mv}, E_{MV}	Hiệu suất Murphree của đĩa (tính theo nồng độ pha khí)	%	%
f	Phần tải trọng so với điểm sặc	≠	≠
f	Phần lỏng phân bố xấu	≠	≠
f_{max}	Giá trị lớn nhất của phân bố xấu của lỏng f khi quá trình tách còn có thể thực hiện được	≠	≠
f_w	Phần lỏng bị rò rỉ	≠	≠
F	Phần thể tích của lỏng ở trong hỗn hợp (giới hạn hệ thống)		

F	Yếu tố F của tải trọng khí	$(m/s)(kg/m^3)^{0,5}$	$(ft/s)(lb/ft^3)^{0.5}$
F_{LG}, F_{LV}	Thông số dòng	≠	≠
F_P	Yếu tố đệm	m^{-1}	ft^{-1}
F_{pd}	Yếu tố đệm khô	m^{-1}	ft^{-1}
FPL	Chiều dài đường đi của dòng	m	ft
Fr	Chuẩn số Frút dùng trong phương trình tính chiều cao lớp lỏng trong h_c	≠	≠
Fr_h	Chuẩn số Frút cho lỗ	≠	≠
F_w	Yếu tố giới hạn hiệu chỉnh của ngưỡng chảy tràn	≠	≠
g	Gia tốc trọng trường	m/s^2	ft/s^2
g_c	Hệ số chuyển đổi	$1,0\ kg.m/(N.s^2)$	$32,2\ lb.ft/lbft.s^2)$
G	Tốc độ khối lượng của pha khí	$kg/(s.m^2)$	$lb/(h.ft^2)$
G_f	Yếu tố tải trọng khí trong phương trình tính trở lực của đệm của Robbin	$kg/(s.m^2)$	$lb/(h.ft^2)$
G_M	Tốc độ mol của pha khí	$kmol/(s.m^2)$	$lb–mol/(h.ft^2)$
GPM	Lưu lượng dòng lỏng		gpm
h	Trở lực	mm	in
h'_{dc}	Chiều cao lớp bọt trong kênh chảy truyền	mm	in
h'_L	Trở lực của lớp lỏng đã sục khí ở trên đĩa	mm	in
h_c	Chiều cao lớp chất lỏng trong (sạch khí)	mm	in
h_{cl}	Khoảng cách giữa đáy kênh chảy truyền và mặt đĩa	mm	in
h_{ct}	Chiều cao lớp chất lỏng trong ở chế độ chuyển từ phun tia sang lớp bọt	mm	in
h_d	Trở lực của đĩa khô	mm	in
h_{da}	Trở lực khi dòng lỏng đi qua khe giữa đáy kênh chảy truyền và mặt đĩa	mm	in
h_{dc}	Chiều cao cột lỏng trong ở trong kênh chảy truyền	mm	in
h_{ds}	Chiều cao tính toán của cột lỏng trong	mm	in
h_f	Chiều cao lớp bọt	mm	in
h_{fow}	Chiều cao lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn	mm	in
h_{hg}	Gradien thủy lực	mm	in
h_{Lo}	Lượng lỏng lưu lại trong lớp đệm ở chế độ tải trọng cho trước, phần	phần	phần
h_{Lt}	Chiều cao lớp lỏng ở chế độ chuyển từ lớp bọt sang phun tia đã được hiệu chỉnh theo ảnh hưởng của chiều cao ngưỡng chảy tràn	mm	in

h_{ow}	Chiều cao của hỗn hợp lỏng ở phía trên ngưỡng chảy tràn	mm	in
h_T	Chiều cao phần tiếp xúc pha của tháp	m	ft
h_t	Trở lực tổng của đĩa	mm	in
h_w	Chiều cao ngưỡng chảy tràn	mm	in
H	Chiều cao một đơn vị chuyển khối	m	ft
H	Hệ số Henry	kPa/phần mol	atm/phần mol
H'	Hệ số Henry	$kPa/(kmol.m^3)$	$Psi/(lb.mol.ft^3)$
H_G	Chiều cao một đơn vị chuyển khối của pha khí	m	ft
H_L	Chiều cao một đơn vị chuyển khối của pha lỏng	m	ft
H_{OG}	Chiều cao một đơn vị chuyển khối chung (sử dụng nồng độ của pha khí)	m	ft
H_{OL}	Chiều cao một đơn vị chuyển khối chung (sử dụng nồng độ của pha lỏng)	m	ft
HETP	Chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết (bậc lý thuyết)	m	ft
J^*_G	Tốc độ khí không thứ nguyên trong phương trình tính lượng lỏng rò rỉ	≠	≠
J^*_L	Tốc độ lỏng không thứ nguyên trong phương trình tính lượng lỏng rò rỉ	≠	≠
k	Hệ số cấp khối	$kmol/(s.m^2$.phần mol)	$lbmol/(sft^2$.phần mol)
k1	Hằng số tốc độ phản ứng bậc 1	1/s	1/s
k2	Hằng số tốc độ phản ứng bậc 2	$m^3/(s.kmol)$	$ft^3/(h.lb–mol)$
k_G	Hệ số cấp khối trong pha khí	$kmol/(s.m^2$ phần mol)	$lbmol/(s.ft^2$.phần mol)
k_L	Hệ số cấp khối trong pha lỏng	$kmol/(s.m^2$ phần mol)	$lbmol/(s.ft^2$.phần mol)
K	Hệ số trong phương trình tính trở lực của đĩa khô	$mm.s^2/m^2$	$in.s^2/ft^2$
K	Hằng số cân bằng pha lỏng – hơi	≠	≠
K_C	Hệ số trở lực của đĩa van khô (khi tất cả các van đều đóng)	$mm.s^2/m^2$	$in.s^2/ft^2$
K_D	Hệ số thất dòng, bộ phân phối lỏng	≠	≠
K_g	Hệ số chuyển khối chung	$kmol/(s.m^2.atm)$	$lb–mol/(h.ft^2.atm)$
K_o	Hệ số trở lực của đĩa van khô (khi tất cả các van đều mở)	$mm.s^2/m^2$	$in.s^2/ft^2$
K_{OG}, K_G	Hệ số chuyển khối chung (sử dụng nồng độ pha hơi)	$kmol/(s.m^2$ phần mol)	$lbmol/(s.ft^2$.phần mol)

K_{OL}	Hệ số chuyển khối chung (sử dụng nồng độ pha lỏng)	kmol/(s.m^2 phần mol)	lbmol/(s.ft^2.phần mol)
L	Lưu lượng dòng lỏng	kg/(s.m^2)	lb/(h.ft^2)
L_f	Yếu tố tải trọng lỏng trong phương trình tính trở lực của đệm của Robbin	kg/(s.m^2)	lb/(h.ft^2)
L_m	Lưu lượng mol của dòng lỏng đi từ trên xuống	kmol/h	lb–mol/h
L_M	Tốc độ mol của dòng lỏng	kmol/(s.m^2)	lb–mol/(h.ft^2)
L_S	Tốc độ của dòng lỏng tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp	m/s	ft/s
L_W, L_C	Chiều dài ngưỡng chảy tràn	m	ft
m	Hệ số thực nghiệm trong phương trình tính tốc độ rò rỉ lỏng của Hsieh–McNulty	≠	≠
m	Hệ số góc của đường cân bằng pha	≠	≠
M	Khối lượng phân tử	kg/kmol	lb/lb–mol
n	Thông số trong phương trình tính chiều cao của lớp lỏng trong ở chế độ phun tia	mm	in
n_A	Tốc độ vận chuyển chất tan	kmol/s	lb–mol/s
n_D	Số lỗ trong bộ phân phối lỏng kiểu lỗ	≠	≠
N_a	Số đĩa thực tế	≠	≠
N_A, N_t	Số đĩa (bậc) lý thuyết	≠	≠
N_{OG}	Số đơn vị chuyên khối chung (sử dụng nồng độ pha khí)	≠	≠
N_P	Số đường đi của lỏng trên đĩa	≠	≠
p, lp	Bước lỗ (tính từ tâm lỗ đến tâm lỗ)	mm	in
p	Áp suất riêng phần	kPa	atm
p_{BM}	Loga áp suất riêng phần trung bình của khí trơ	kPa	atm
p, p_T	Áp suất chung	kPa	atm
p^o	Áp suất hơi	kPa	atm
Q, q	Lưu lượng thể tích của lỏng	m^3/s	ft^3/s
Q'	Lưu lượng dòng lỏng tính theo một răng cưa của ngưỡng chảy tràn kiểu răng cưa	m^3/s	ft^3/s
Q_D	Tốc độ lỏng trong kênh chảy truyền	m/s	ft/s
Q_L	Tải trọng lỏng của ngưỡng chảy tràn	m^3/(h.m)	gpm/in
Q_{MW}	Tốc độ rò rỉ lỏng nhỏ nhất	m^3/(h.m^2)	gpm/ft^2
R	Lưu lượng dòng lỏng hồi lưu	kmol/h	lb–mol/h
R	Hằng số khí vạn năng		
R_h	Bán kính thủy lực	m	ft

R_{vw}	Tỷ số khối lượng của van có chân trên khối lượng của van không chân	≠	≠
S	Chiều dài của cạnh nếp gấp của đệm cấu trúc	m	ft
S	Yếu tố nhả $S = m.G_M/L_M$	≠	≠
S, TS	Khoảng cách giữa các đĩa	mm	In
Se, S'	Yếu tố nhả hiệu dụng (Edmister)	≠	≠
SF	Yếu tố giảm tốc (giảm tải trọng)	≠	≠
t_t	Chiều dày của đĩa	mm	in
t_v	Chiều dày của van	mm	in
T	Nhiệt độ tuyệt đối	^oK	^oF
u, U	Tốc độ pha khí	m/s	ft/s
U_a	Tốc độ pha khí tính theo diện tích sục khí A_a	m/s	ft/s
U^*_a	Tốc độ pha khí tính theo diện tích sục khí A_a tại thời điểm chuyển từ chế độ lớp bọt sang phun tia	m/s	ft/s
U_h, u_h	Tốc độ khí trong lỗ	m/s	ft/s
u_L, U_L	Tốc độ dòng lỏng tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp	m/s	ft/s
U_n	Tốc độ dòng khí tính theo diện tích thực (tự do) của đĩa A_N	m/s	ft/s
U_{nf}	Tốc độ dòng khí tính theo diện tích thực A_N của đĩa tại điểm sặc đĩa	m/s	ft/s
U_t	Tốc độ pha khí tính theo diện tích tiết diện ngang của đĩa	m/s	ft/s
v_H	Tốc độ theo phương ngang ở trong máng	m/s	ft/s
V	Tốc độ tuyến tính	m/s	ft/s
W	Tốc độ rò ri lỏng	m^3/s	gpm
x	Phần mol của pha lỏng	≠	≠
x^o, x^*	Phần mol cân bằng của pha	≠	≠
y	Phần mol của pha khí (hoặc hơi)	≠	≠
y^o, y^*	Phần mol cân bằng của pha khí (hoặc hơi)	≠	≠
Z	Chiều dài đặc trưng trong phương trình rò ri lỏng	m	ft
Z_p	Chiều cao tổng cộng của lớp đệm	m	ft
α	Hệ số bay hơi tương đối	≠	≠
β	Yếu tố sục khí của đĩa	≠	≠
ε	Phần thể tích rỗng	≠	≠
ϕ	Góc tiếp xúc	độ	độ

ϕ	Khối lượng riêng tương đối của lớp bọt	≠	≠
γ	Hệ số hoạt động	≠	≠
Γ	Tốc độ dòng trên một đơn vị chiều dài	kg/(s.m)	lb/(s.ft)
δ	Chiều dày hiệu dụng của màng	m	ft
η	Hiệu suất tập hợp, phần	≠	≠
η	Yếu tố sử dụng trong phương trình tính khối lượng riêng của lớp bọt	≠	≠
λ	Yếu tố nhả mG_M/L_M (Lamda)	≠	≠
μ	Độ nhớt	Pa.s	cP hoặc lb/(ft.s)
μm	Micro mét	≠	≠
ν	Độ nhớt động học	m^2/s	cS
π	Số pi	≠	≠
θ	Thời gian lưu	s	s
θ	Góc nghiêng của răng của ngưỡng chảy tràn kiểu răng cưa	độ	độ
ρ	Khối lượng riêng	kg/m^3	lb/ft^3
ρ_M	Khối lượng riêng của kim loại chế tạo van	kg/m^3	lb/ft^3
σ	Sức căng bề mặt	mN/m	dyn/cm
χ	Thông số được sử dụng trong phương trình tính lượng lỏng bị cuốn theo khí	≠	≠
ψ	Phần lỏng bị cuốn theo khí, số mol lỏng bị cuốn theo khí trên số mol lỏng của dòng lỏng đi xuống dưới	kmol/kmol	lb–mol/lb–mol
ΔP	Trở lực của một đơn vị chiều cao lớp đệm	mm H_2O/m	in H_20/ft
$\Delta\rho$	$\rho_L - \rho_G$	kg/m^3	lb/ft^3

Ký hiệu dưới dòng

A	Chất A
AB	Chất A khuếch tán vào chất B
B	Chất B
B	Tính theo diện tích sục khí
d	Khô
da	Thành kênh chảy truyền
dc	Kênh chảy truyền
dry	Chưa hiệu chỉnh theo lượng lỏng bị cuốn theo và lượng lỏng rò rỉ
e	Giá trị hiệu dụng
f	Lớp bọt
Fl	Sặc (ngập)
flood	Tại điểm sặc
G, g	Khí hoặc hơi
H_2O	Nước
i	Giá trị tại bề mặt phân chia pha
L, l	Lỏng
m	Trung bình
min	Nhỏ nhất, cực tiểu
MOC	Tại năng suất làm việc cực đại
n, N	Tại bậc thứ n
N	Tại cửa vào của vòi phun
NF, nf	Tính theo diện tích thực tại điểm sặc
p	Hạt
S	Diện tích
t	Tổng
ult	Tại điểm giới hạn của hệ thống
V	Hơi
ω	Nước
1	Tháp trên
2	Tháp dưới

Các chuẩn số (cụm các đại lượng không thứ nguyên)

N_{Fr}, Fr	Chuẩn số Frút $Fr = U_L^2/(S.g)$
N_{Re}, Re	Chuẩn số Reynolds $Re = U_g.D_{tubc}.\rho_G/\mu_G$
N_{sc}, Sc	Chuẩn số Schmidt $Sc = \mu/(\rho.D)$
N_{We}, We	Chuẩn số Weber $We = U_L^2.\rho_l.S/(\sigma.g_c)$

Tài liệu tham khảo chung

1. Astarita, G., Mass Transfer with Chemical Reaction, Elsevier, New York, 1967.

2. Astarita, G., D.W.Savage and A. Bisio, Gas Treating with Chemical Solvents, Wiley, New York, 1983.

3. Billet, R., Distillation Engineering, Chemical Publishing Co., New York, 1979.

4. Billet, R., Packed Column Analysis and Design, Ruhr University, Bochum, Germany, 1989.

5. Danckwerts, P. V., Gas–Liquid Reactions, McGraw–Hill, New York, 1970.

6. Distillation and Absorption 1987, Rugby, U. K., Institution of Chemical Engineers.

7. Distillation and Absorption 1992, Rugby, U.K, Institution of Chemical Engineers.

8. Distillation and Absorption 1997, Rugby, U. K., Institution of Chemical Engineers.

9. Distillation and Absorption 2002, Rugby, U.K, Institution of Chemical Engineers.

10. Stichlmair, J., and J.R.Fair, Distillation Principles and Practices, Wiley, New York, 1998.

11. Strigle R.F., Jr., Packed Tower Design and Applications, 2d ed; Gulf Publishing, Houston, 1994.

12. Treybal, R.E., Mass Transfer Operations, McGraw – Hill, New York, 1980.

13. Henry Z. Kister Distillation Design, McGran-Hill, Inc.New York, 1992.

14. Coulson and Richardson's Chemical Engineering, 3rd edn., Vol.6.

15. Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th edn., McGraw – Hill, Inc.

16. Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th edn., McGraw – Hill, Inc.

7.2. THIẾT KẾ GẦN ĐÚNG THÁP LOẠI ĐĨA LỖ

Để có thể đưa ra được phương án thiết kế đĩa tốt cần phải sử dụng phương pháp lặp. Theo phương pháp này, lúc đầu phải chọn sơ bộ (chọn thô) kết cấu của đĩa, sau đó tính kiểm tra các thông số làm việc chính của đĩa và tiếp đó phải chỉnh sửa lại thiết kế cho tới khi đạt được phương án thiết kế tốt. Trình tự tiến hành thiết kế đĩa sẽ được trình bày dưới đây và sẽ được thảo luận kỹ ở các phần sau. Khoảng thay đổi bình thường của các thông số thiết kế sẽ được chỉ ra trong các phần thảo luận và trong các phần này cũng sẽ chỉ ra các giá trị nên chọn của các thông số thiết kế để có thể bắt đầu quá trình thiết kế.

7.2.1. Trình tự thiết kế

Thiết kế tháp loại đĩa lỗ sẽ được thực hiện theo trình tự sau đây:

1. Tính các giá trị tốc độ tối đa và tối thiểu của dòng hơi và dòng lỏng trong khoảng tỷ số vận hành (khoảng làm việc) cho trước.

2. Thu thập và đánh giá các tính chất vật lý của hệ.

3. Chọn sơ bộ khoảng cách giữa các đĩa. Đây là một trong các thông số dùng để lặp.

4. Đánh giá đường kính của tháp dựa vào kết quả khảo sát trạng thái sặc của tháp.

5. Chọn mô hình chuyển động của dòng lỏng trên đĩa.

6. Chọn sơ bộ sơ đồ bố trí bề mặt đĩa: diện tích kênh chảy truyền lỏng, diện tích làm việc, diện tích phần lỗ, kích thước lỗ và chiều cao ngưỡng chảy tràn.

7. Kiểm tra tốc độ rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa theo các công thức thực nghiệm, nếu không đạt yêu cầu phải quay lại bước 6.

8. Kiểm tra trở lực của đĩa dựa vào các công thức thực nghiệm. Nếu trở lực quá cao, quay lại bước 6.

9. Kiểm tra hệ số dự phòng của kênh chảy truyền dựa vào các công thức thực nghiệm. Nếu hệ số này quá cao cần quay lại bước 3.

10. Quyết định sơ đồ bố trí chi tiết mặt đĩa: vùng ổn định dòng, vùng diện tích không đục lỗ. Kiểm tra bước lỗ và nếu không thỏa mãn cần quay về bước 6.

11. Tính lại tỷ số tải trọng của tháp so với tải trọng ở trạng thái sặc tháp cho đường kính tháp đã chọn.

12. Kiểm tra lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí từ đĩa dưới lên đĩa trên. Nếu lượng lỏng bị cuốn theo quá lớn cần quay lại bước 4.

13. Tối ưu hóa phương án thiết kế: lặp lại từ bước 3 đến bước 12 để tìm đường kính nhỏ nhất và khoảng cách giữa các đĩa có thể chấp nhận được (giá thành của tháp sẽ nhỏ nhất).

14. Chọn phương án thiết kế cuối cùng: đưa ra các thông số của đĩa và phác thảo sơ đồ bố trí trên mặt đĩa.

Trình tự thiết kế trên đây sẽ được thể hiện ở ví dụ 7.5.

7.2.2. Kí hiệu các phần diện tích của đĩa

Như đã trình bày, khi áp dụng thủ tục thiết kế đưa ra ở phía trên, các kí hiệu sau đây sẽ được sử dụng:

A_c - Diện tích tiết diện ngang của toàn bộ tháp;

A_d - Diện tích tiết diện ngang của kênh chảy truyền;

A_n - Diện tích lỏng đi qua trên đĩa, thường bằng $A_n = A_c - A_d$ cho loại đĩa có một đường đi của lỏng;

A_a - Diện tích làm việc (diện tích sục khí), $A_a = A_c - 2A_d$ cho loại đĩa có một đường đi của lỏng;

A_h - Diện tích lỗ (diện tích của tất cả các lỗ làm việc);
A_p - Phần diện tích có đục lỗ (bao gồm cả phần diện tích bỏ trống);
A_{pa}- Phần diện tích khoảng trống của đĩa nằm phía dưới kênh chảy truyền.

7.2.3. Thiết kế (Ví dụ 7.5)

Thiết kế tháp chưng luyện loại đĩa lỗ làm việc ở áp suất khí quyển để tách hỗn hợp hai cấu tử Axêton – Nước. Nồng độ Axêton trong hỗn hợp đầu a_F = 10% khối lượng. Nồng độ Axêton sản phẩm $a_P \geq$ 98% khối lượng. Dòng thải ở đáy tháp có nồng độ Axêton $a_W \leq 50.10^{-6}$ % khối lượng. Hỗn hợp đầu vào tháp ở $t_F = 20^oC$. Năng suất của tháp tính theo hỗn hợp đầu F = 13.000 kg/h.

Bài giải:

1. Số liệu cân bằng của pha lỏng – hơi của hệ Axêton – Nước ở áp suất khí quyển [Kojima K., Tochigi K., (1979) Prediction of Vanpor – liquid Equilibria by the ASOG Method (Elsevier)]:

x, phần mol Axêton	0,00	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30	0,35
y^*, phần mol Axêton	0,00	0,6381	0,7301	0,7716	0,7916	0,7916	0,8034	0,8124
$t_{sôi}$, °C	100,0	74,8	68,53	65,26	63,59	62,60	61,87	61,26

x	0,40	0,45	0,50	0,55	0,60	0,65	0,70	0,75
y^*	0,8269	0,8376	0,8387	0,8455	0,8532	0,8615	0,8712	0,8817
$t_{sôi}$, °C	60,75	60,35	59,95	59,54	59,12	58,71	58,29	57,90

x	0,80	0,85	0,90	0,95
y^*	0,8950	0,9118	0,9335	0,9627
$t_{sôi}$, °C	57,49	57,08	56,68	56,30

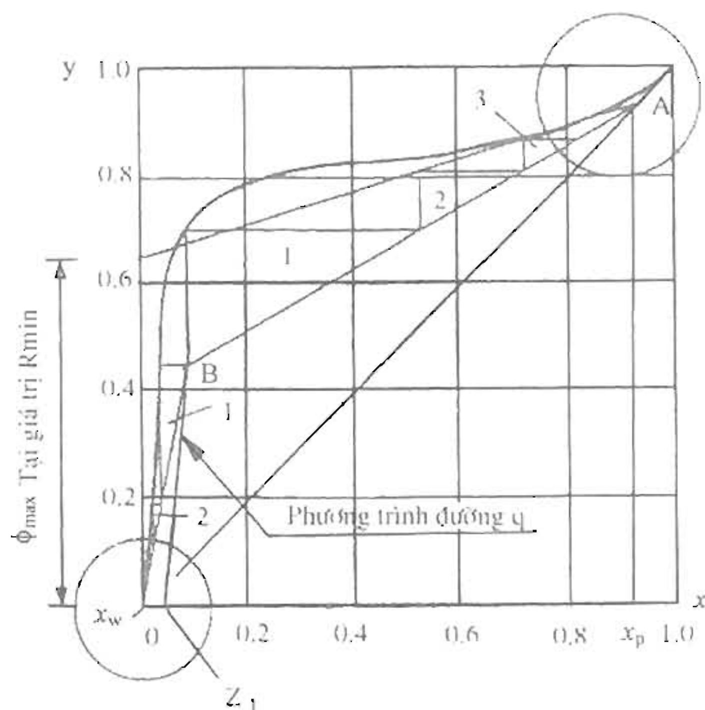
Các số liệu cân bằng pha lỏng – hơi sẽ được đưa lên đồ thị y^* – x với độ chính xác cần thiết để sau đó tiến hành xác định số đĩa của tháp (Thông thường đồ thị x – y^* được vẽ với kích thước lớn hơn so với hình 7.42 khoảng hai lần).

2. Chuyển đổi từ nồng độ phần trăm khối lượng sang phần mol ($M_{Axxêton}$ = 58, M_{H_2O} = 18):

$$x_F = \frac{\frac{a_F}{M_A}}{\frac{a_F}{M_A} + \frac{(100 - a_F)}{M_B}} = \frac{\frac{10}{58}}{\frac{10}{58} + \frac{90}{18}} = 0.033$$

$$x_P = \frac{\frac{98}{58}}{\frac{98}{58} + \frac{2}{18}} = 0.94$$

$$x_W \approx 50.10^{-6}.\frac{18}{58} = 15.5.10^{-6}$$



Hình 7.42. Đồ thị McCabe –Thiele của hỗn hợp Axêton – Nước

3. Trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu:

Nhiệt độ sôi của hỗn hợp đầu (nội suy): $t_{F,sôi} = 83^oC$

Ẩn nhiệt hóa hơi của nước: $r_B = 41.360$ J/mol và của Axêton: $r_A = 28.410$ J/mol

Nhiệt dung riêng trung bình của nước: $C_{PB} = 75,3$ J/mol.°C và của Axêton: $C_{PA} = 128$ J/mol.°C

Ẩn nhiệt hóa hơi của hỗn hợp đầu:

$$r_F = r_Ax_F + r_B(1 - x_F) = 28.410.\ 0.033 + 41.360(1 - 0.033) = 40.933 \text{ J/mol}$$

Nhiệt dung riêng của hỗn hợp đầu:

$$C_{PF} = C_{PA}.x_F + C_{PB}.(1 - x_F) = 128\ .\ 0.033 + 75,3\ (1 - 0.033) = 77,0 \text{ J/mol.}^oC$$

Nhiệt lượng cần thiết để làm bay hơi 1 mol hỗn hợp đầu:

$$Q_r = (t_{sôi} - t_F).\ C_{PF} + r_F = (83 - 20).77,0 + 40.933 = 45.784 \text{ J/mol}$$

Tính tỷ số q (yếu tố caloric) trong phương trình đường q:

$$q = \frac{\text{Lượng nhiệt cần để bay hơi 1 mol hỗn hợp đầu}}{\text{Ẩn nhiệt hóa hơi của hỗn hợp đầu}} = \frac{45.784}{40.933} = 1,12$$

Góc nghiêng của phương trình đường q:

$$tg\alpha = \frac{q}{q-1} = \frac{1,12}{1,12-1} = 9,32$$

4. Chỉ số hồi lưu nhỏ nhất R_{min}

Từ điểm $A(x_P, x_P)$ nằm trên đường chéo của hình vuông trên hình 7.42 kẻ tiếp tuyến với đường cân bằng pha và từ giao điểm của đường này với trục tung xác định được đoạn $\phi_{max} = 0,65$.

Từ phương trình $\phi_{max} = \dfrac{x_P}{R_{min}+1}$ sẽ rút ra được:

$$R_{min} = \frac{x_P}{\phi_{max}} - 1 = \frac{0,94}{0,65} - 1 = 0,45$$

5. Số đĩa lý thuyết của tháp

Chọn chỉ số hồi lưu làm việc $R = 3R_{min} = 3 \times 0,45 = 1,35$

Tính đại lượng $\phi = \dfrac{x_P}{R+1} = \dfrac{0,94}{1+1,35} = 0,4$

Dựng đường làm viêc của đoạn luyện bằng cách nối điểm A(x_P, x_P) với điểm $\phi = 0,4$ trên trục tung. Đường này cắt đường q tại điểm B.

Dựng đường làm việc của đoạn chưng của tháp: nối điểm B với điểm C(x_W, x_W) sẽ được đường làm việc của đoạn chưng.

Cho trường hợp đang xét dựng các bậc thay đổi nồng độ nên bắt đầu từ giao điểm của hai đường làm việc – điểm B.

Cho đoạn luyện, từ điểm B cho đến nồng độ y = 0,8 dựng được 3 bậc. Để xác định số bậc từ nồng độ y = 0,8 lên phía trên đỉnh tháp cần phải dựng đồ thị với tỷ lệ xích lớn hơn (hình 7.43). Ở đoạn này xác định được 3 đến 4 bậc. Vậy tổng số bậc của đoạn luyện lấy bằng N_L = 7 bậc.

Xác định số bậc cho đoạn chưng cũng bắt đầu từ điểm B. Sau bậc thứ nhất nồng độ x = 0,04. Tiếp theo để xác định số bậc sẽ sử dụng đồ thị trong hệ trục loga – loga.

Một số hỗn hợp hai cấu tử có những vùng nồng độ rất khó tách (ở những vùng này đường cân bằng pha lỏng – hơi và đường làm việc áp sát vào nhau), hoặc trong một số trường hợp cần sản phẩm có độ tinh khiết cao, thì khi đó độ bay hơi tương đối của các cấu tử rất thấp.

Ở những trường hợp này, để tăng độ chính xác khi xác định số bậc thay đổi nồng độ, đồ thị x – y nên được thể hiện trên hệ trục log y – log x (trên giấy loga). Ở những vùng nồng độ x rất thấp, có thể coi đường cân bằng pha lỏng – hơi là đường thẳng, và số hạng tự do của phương trình này có thể chấp nhận bằng 0.0 (đi qua gốc tọa độ). Khi đó phương trình đường cân bằng pha có thể viết dưới dạng:

$$y^* = \frac{y^*}{x}.x + 0,0, \text{ với hệ số góc } \frac{y^*}{x} = \text{const}$$

Để loại bỏ sự cần thiết phải biết hệ số góc khi dựng đường cân bằng pha, cần phải lấy loga cả hai vế của phương trình trên:

$$\lg y^* = \lg x + \lg(\frac{y^*}{x})$$

và sau đó dựng đường cân bằng pha $y^* - x$ trên hệ trục tọa độ loga – loga với hệ số góc bằng 1,0. Trên hệ trục tọa độ này, hệ số góc $\dfrac{y^*}{x}$ sẽ là một đoạn thẳng và để dựng đường thẳng cân bằng pha không cần phải biết đại lượng này. Như vậy để dựng đường cân bằng pha trên hệ trục tọa độ loga – loga chỉ cần biết một điểm của đường cân bằng pha.

Đường làm việc trên hệ trục tọa độ loga – loga sẽ là đường cong. Để dựng được đường làm việc phải dựa vào phương trình cân bằng vật chất tương ứng.

Cả hai đường cân bằng pha và đường làm việc trên hệ trục tọa độ loga – loga có thể mở rộng đến độ tinh khiết mong muốn bất kỳ của sản phẩm.

Dựng đường làm việc của đoạn chưng trên hệ trục loga – loga:

Từ hình 7.42, góc nghiêng của đường làm việc của đoạn chưng $tg\alpha = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{0,45}{0,09} = 5,0$

Và phương trình đường làm việc của đoạn chưng có dạng: $y = 5,0x - 62,0.10^{-6}$

Góc nghiêng của đường cân bằng pha lỏng – hơi ở vùng nồng độ x nhỏ (từ bảng số liệu cân bằng pha): $tg\alpha_{eq} = \frac{0,6381}{0,05} = 12,8$

Các số liệu dùng để dựng đồ thị trên hệ trục loga – loga:

x	4.10^{-2}	10^{-3}	10^{-4}	4.10^{-5}	2.10^{-5}
y^*	0,51	$1,3.10^{-2}$	$1,3.10^{-3}$	$5,1.10^{-4}$	$2,6.10^{-4}$
y	0,20	$4,9.10^{-3}$	$4,4.10^{-4}$	$1,4.10^{-4}$	$3,8.10^{-5}$

Từ đồ thị McCabe – Thiele trên hệ trục tọa độ loga – loga (hình 7.44) xác định được 8 bậc thay đổi nồng độ.

Vậy số bậc tổng cộng của đoạn chưng $N_C = 9$

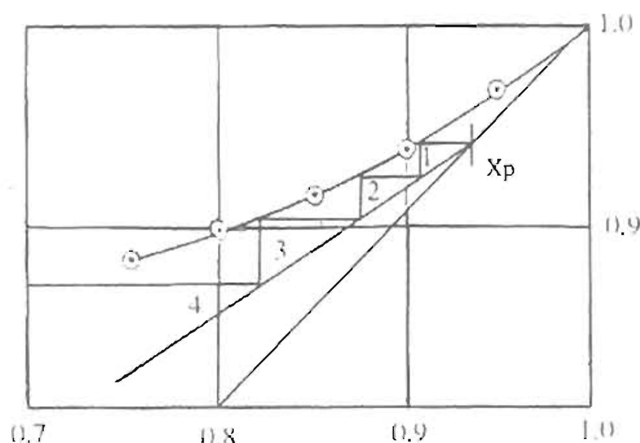
Số bậc tổng cộng cho toàn tháp:

$$N = N_L + N_C = 7 + 9 = 16.$$

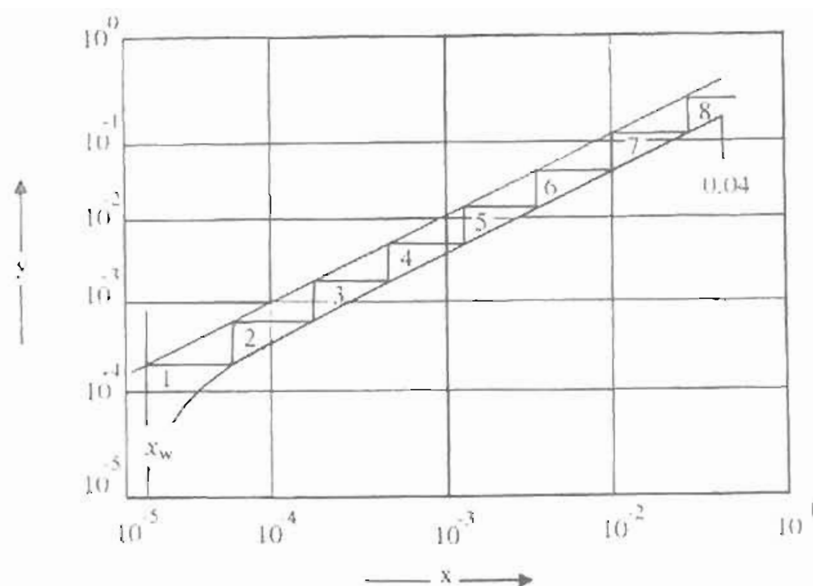
6. Lưu lượng các dòng

Khối lượng phân tử của hỗn hợp đầu:

$$M_F = x_F.M_A + (1 - x_F).M_B = 0,033.58 + (1 - 0,033).18 = 19,32$$



Hình 7.43. Đồ thị McCabe – Thiele ở vùng nồng độ cao



Hình 7.44. Đồ thị McCabe – Thiele trên hệ trục loga – loga

Lưu lượng dòng hỗn hợp đầu:

$$F = 13000/M_F = 13000/19{,}32 = 672{,}9 \text{ kmol/h}$$

Lưu lượng sản phẩm đỉnh: do nồng độ x_W rất nhỏ nên

$$D \approx F.\frac{x_F}{x_D} = 672{,}9.\frac{0{,}033}{0{,}94} = 23{,}6 \text{ kmol/h}$$

Lưu lượng dòng hơi đi trong đoạn luyện:

$$V = D(R + 1) = 23{,}6\,(1{,}35 + 1) = 55{,}5 \text{ kmol/h}$$

Lưu lượng dòng lỏng đi trong đoạn luyện:

$$L = R.D = 1{,}35\ .\ 23{,}6 = 31{,}86 \text{ kmol/h}$$

Lưu lượng dòng sản phẩm đáy:

$$B = F - D = 672{,}9 - 23{,}6 = 649{,}3 \text{ kmol/h}$$

Hệ số góc của đường làm việc của đoạn luyện: $\frac{L_n}{V_n} = \frac{R}{R+1} = \frac{1{,}35}{1{,}35+1} = 0.574$

Hệ số góc của đường làm việc của đoạn chưng: $\frac{L'_m}{V'_m} = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{0{,}45}{0{,}09} = 5{,}0$

Lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi đi trong đoạn chưng:

Do $\quad V'_m = L'_m - B = L'_m - 649{,}3 = 5V'_m - 649{,}3$

Rút ra: $\quad V'_m = \frac{649{,}3}{4} = 162{,}32 \text{ kmol/h};$

$$L'_m = 5V'_m = 5.162{,}32 = 811{,}6 \text{ kmol/h.}$$

Các tính chất vật lý của hơi và lỏng ở trong tháp

Số đĩa thực tế của tháp:

Giả thiết hiệu suất của đĩa $\eta = 60\%$ và coi thiết bị đun bay hơi đáy tháp tương đương với một đĩa lý thuyết. Khi đó số đĩa thực tế của tháp:

$$N_{TT} = \frac{N_{LT}}{\eta} = \frac{16-1}{0,60} = 25 .$$

Giả thiết trở lực của một đĩa bằng 100mm H_2O. Khi đó trở lực của tháp:

$$\Delta P = 100.10^{-3}.1000.9,81.25 = 24.525 \text{ Pa}$$

Áp suất trên đỉnh tháp: P_D = 1 atm = 101,4 . 10^3 Pa

Áp suất ở đáy tháp: $P_B = P_D + \Delta P$ = 101,4 .10^{-3} +24.525 = 125,925 Pa = 1,26 bar

- Ở đáy tháp: Tại áp suất P_B = 1,26 bar, tra cứu được:

+ Nhiết độ sôi của nước: t_B = 106°C

+ Khối lượng riêng của hơi: $\rho'_V = 0,72$ kg/m^3

+ Khối lượng riêng của lỏng: $\rho'_L = 954$ kg/m^3

+ Sức căng bề mặt: $\sigma = 57.10^{-3}$ N/m

- Ở trên đỉnh tháp: nồng độ Axêton là 98% khối lượng và nhiệt độ ở đỉnh tháp sẽ là 57°C.

Tại áp suất P_D = 1atm và t_D = 57°C:

+ Khối lượng riêng của hơi: $\rho_V = 2,05$ kg/m^3

+ Khối lượng riêng của lỏng: $\rho_L = 753$ kg/m^3

+ Khối lượng phân tử: M = 55,6 kg/kmol

+ Sức căng bề mặt: $\sigma = 23.10^{-3}$ N/m.

Đường kính của tháp

– Thông số dòng của đoạn chưng (phương trình 7.17):

$$F_{LGC} = \frac{L'_m}{V'_m}\sqrt{\frac{\rho'_V}{\rho'_L}} = 5,0\sqrt{\frac{0,72}{954}} = 0,14$$

– Thông số dòng của đoạn luyện:

$$F_{LGL} = \frac{L}{V}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = 0.57\sqrt{\frac{2,05}{753}} = 0,03$$

– Chọn khoảng cách giữa các đĩa $\Delta H = 0,5$ m. Từ hình 7.19 hoặc phương trình (7.18) tìm được thông số năng suất C_{sbf}:

Ở đáy tháp: $C_{sbf} = 7,5 . 10^{-2}$

Ở đỉnh tháp: $C_{sbf} = 9,0 \,.\, 10^{-2}$

Hiệu chỉnh thông số năng suất theo sức căng bề mặt:

Ở đáy tháp: $C_{sbf} = 7,5.10^{-2}\left(\dfrac{57}{20}\right)^{0,2} = 9,3.10^{-2}$

Ở đỉnh tháp: $C_{sbf} = 9,0.10^{-2}\left(\dfrac{23}{20}\right)^{0,2} = 9,3.10^{-2}$

– Tốc độ dòng hơi: ở chế độ sặc của tháp (tốc độ giới hạn trên) (công thức 7.19)):

Trong đoạn chưng: $U_{nfC} = 9,3.10^{-2}\sqrt{\dfrac{\rho_l' - \rho_v'}{\rho_v'}} = 9,3.10^{-2}\sqrt{\dfrac{954 - 0,72}{0,72}} = 3,38\ \text{m/s}$

Trong đoạn luyện: $U_{nfL} = 9,3.10^{-2}\sqrt{\dfrac{753 - 2,05}{2,05}} = 1,78\ \text{m/s}$

– Tốc độ làm việc của dòng hơi:

Trong đoạn chưng: $\hat{U}_{vC} = 0,85.U_{nfC} = 0,85.3,38 = 2,87\ \text{m/s}$

Trong đoạn luyện: $\hat{U}_{vL} = 0,85.U_{nfL} = 0,85.1,78 = 1,51\ \text{m/s}$

– Lưu lượng thể tích lớn nhất của dòng hơi:

Trong đoạn chưng: $V_{\max C} = \dfrac{V_m'.M_B}{\rho_v'.3600} = \dfrac{162,3.18}{0,72.3600} = 1,13\ \text{m}^3/\text{s}$

Trong đoạn luyện: $V_{\max L} = \dfrac{V.M_A}{\rho_v.3600} = \dfrac{55,5.55,6}{2,05.3600} = 0,42\ \text{m}^3/\text{s}$

– Diện tích làm việc thực của đĩa:

Trong đoạn chưng: $A_{nC} = S_{NC} = \dfrac{V_{\max C}}{\hat{U}_{vC}} = \dfrac{1,13}{2,87} = 0,40\ \text{m}^2$

Trong đoạn luyện: $A_{nL} = S_{NL} = \dfrac{V_{\max L}}{\hat{U}_{vL}} = \dfrac{0,42}{1,51} = 0,28\ \text{m}^2$

– Diện tích tiết diện ngang của tháp: Tại lần tính thứ nhất chọn diện tích của kênh chảy truyền lỏng bằng 12% diện tích tiết diện ngang của đĩa, khi đó:

Diện tích tiết diện ngang của đĩa trong đoạn chưng:

$$S_{TC} = \frac{S_{NC}}{(1 - 0,12)} = \frac{0,40}{0,88} = 0,46\ \text{m}^2$$

Diện tích tiết diện ngang của đĩa trong đoạn luyện:

$$S_{TL} = \frac{S_{NL}}{(1 - 0,12)} = \frac{0,28}{0,88} = 0,32\ \text{m}^2$$

– Đường kính của tháp:

Đoạn chưng: $D_t = \sqrt{\frac{S_{TC}.4}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,46.4}{3,14}} = 0,77\ m$

Đoạn luyện: $D_L = \sqrt{\frac{S_{TL}.4}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,32.4}{3,14}} = 0,64\ m$

- Chuẩn hóa đường kính tháp:

Chọn đường kính cua đoạn chưng va đoạn luyện như nhau bằng cách giảm diện tích đục lỗ của đĩa trong đoạn luyện.

Ống chuẩn có đường kính gần với đường kính đoạn chưng nhất (770 m) là ống có ký hiệu (BS 1600, Pt.2) có đường kính ngoài 32 in (812,8 mm), chiều dày chuẩn của thành ống là 9,52 mm, đường kính trong của ống là 794 mm.

Mô hình dòng lỏng trên đĩa

– Lưu lượng dòng lỏng tối đa trên đĩa:

$$L_{max} = \frac{L'_m.M_B}{3600.\rho_L} = \frac{811,6.18}{3600.954} = 4,3.10^{-3}\ m^3/s$$

Theo bảng 7.1: Đường kính của đĩa nằm ngoài khoảng cho trong bảng nhưng sơ đồ chuyển động của lỏng trên đĩa theo kiểu chéo dòng(sơ đồ đơn giản trên đĩa) có thể được chọn.

Thiết kế sơ bộ đĩa

Đường kính của tháp: $D_T = 0,79$ m

Diện tích tiết diện ngang của tháp: $A_c = \frac{\pi D_T^2}{4} = \frac{3,14.0,79^2}{4} \cong 0,5\ m^2$

Diện tích kênh chảy truyền lỏng: $A_d = 12\%.A_c = 0,12 . 0,5 = 0,06\ m^2$

Diện tích thực của đĩa: $A_n = A_c - A_d = 0,5 - 0,06 = 0,44\ m^2$

Diện tích làm việc của đĩa: $A_a = A_c - 2A_d = 0,5 - 0,12 = 0,38\ m^2$

Diện tích sơ bộ của lỗ ($10\%A_a$) = 0,1 . 0,38 = 0,038 m^2

Chiều dài ngưỡng chảy tràn lỏng (hình 7.46):

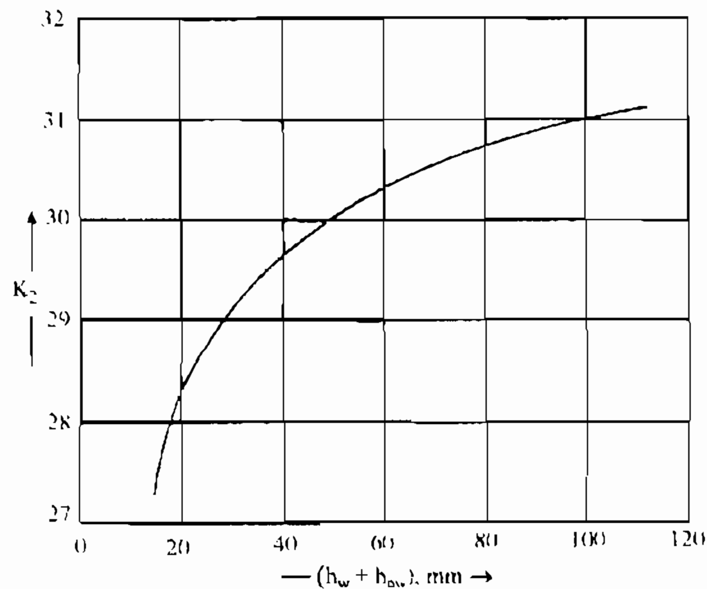
Từ tỷ số $\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,06}{0,5}.100 = 12\%$ tìm được $\frac{l_W}{D_T} = 0,76$

Vì vậy, $l_W = 0,76.D_T = 0,76.0,79 = 0,60\ m$

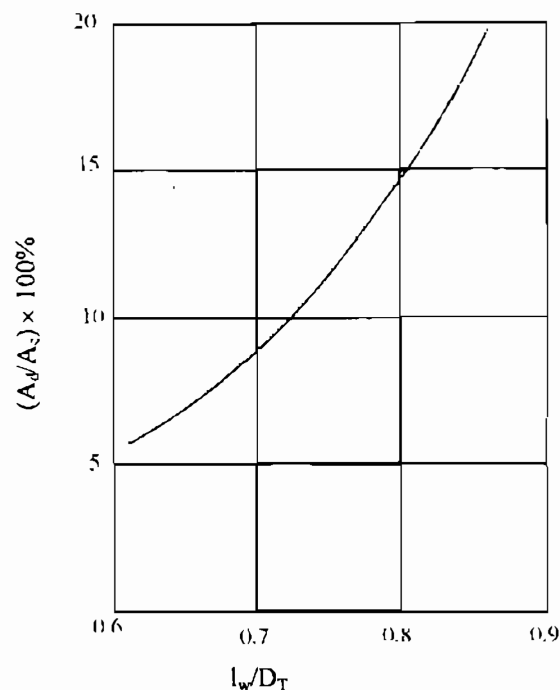
Chọn chiều cao ngưỡng chảy tràn $l_W = 50\ mm$

Chọn đường kính lỗ: $d_h = 5$ mm

Chọn chiều dày đĩa: $t_t = 5$ mm



Hình 7.45. Đồ thị để xác định điểm rò rỉ lỏng (Eduljee, 1959)



Hình 7.46. Quan hệ giữa diện tích chảy truyền hình viên phân và chiều dài ngưỡng chảy tràn lỏng

Kiểm tra tốc độ rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa:

Lưu lượng dòng lỏng tối đa ở trên đĩa: $L_{max} = \dfrac{L'_{m}.M_B}{3600} = \dfrac{811,6.18}{3600} = 4,06$ kg/s

Lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất ở trên đĩa (tính bằng 70% lưu lượng tối đa của lỏng):

$$L_{min} = 70\% L_{max} = 0,7.4,06 = 2,84 \text{ kg/s}$$

Chiều cao tối đa của phần lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn hình viên phân (7.41):

$$h_{oW_{max}} = 750(\frac{L_{max}}{\rho_L . l_W})^{2/3} = 750(\frac{4,06}{954.0,06})^{2/3} = 27 \text{ mm lỏng}$$

Chiều cao nhỏ nhất của phần lỏng ở trên ngưỡng chảy tràn:

$$h_{oW\,min} = 750(\frac{L_{min}}{\rho_L . l_W})^{2/3} = 750(\frac{2,85}{954.0,06})^{2/3} = 22 \text{ mm lỏng}$$

Khi lưu lượng nhỏ nhất: $h_W + h_{oWmin} = 50 + 22 = 72$ mm

Từ hình 7.45 tại giá trị $h_W + h_{oWmin} = 72$ tìm được giá trị đại lượng $k_2 = 30,6$

Tốc độ nhỏ nhất của dòng hơi đi trong lỗ đĩa (giới hạn rò rỉ lỏng qua lỗ) được tính theo công thức sau:

$$\hat{U}_{h\,min} = \frac{(K_2 - 0,90(25,4 - d_h))}{(\rho_v)^{1/2}} = \frac{30,6 - 0,90(25,4 - 5))}{(0,72)^{1/2}} = 14 \text{ m/s} \qquad (7.87a)$$

Tốc độ thực tế của hơi đi trong lỗ (chọn bằng 70% tốc độ tối đa):

$$\hat{U}_h = (\text{lưu lượng nhỏ nhất của dòng hơi})/A_h = \frac{0,7.V_{max\,C}}{A_h} = \frac{0,7.1,13}{0,038} = 20,8 \text{ m/s}$$

Như vậy tốc độ làm việc nhỏ nhất của dòng hơi đi trong lỗ đĩa lớn hơn nhiều so với giới hạn rò rỉ lỏng (20,8 > 14 m/s).

Trở lực của đĩa:

Trở lực của đĩa khô:

– Tốc độ lớn nhất của dòng hơi đi trong lỗ đĩa:

$$\hat{U}_{h\,max} = \frac{V_{max}}{A_h} = \frac{1,13}{0,038} = 29,7 \text{ m/s}$$

– Từ hình 7.23, cho đĩa lỗ có chiều dày đĩa/đường kính lỗ = 5mm/5mm = 1 và tỷ số $A_h/A_p \approx A_h/A_a = 0,1$ (10%), tìm được hệ số $C_v = 0,84$. Theo công thức (7.28) trở lực của đĩa khô:

$$h_d = \frac{51}{C_v^2}(\frac{\rho_G}{\rho_L})\hat{U}^2_{h\,max} = \frac{51}{0,84^2}.\frac{0,72}{954}.29,7^2 = 48 \text{ mm cột lỏng}$$

– Trở lực dư được tính gần đúng theo công thức của Hunt và các cộng sự:

$$h_r = \frac{12,5.10^3}{\rho_l} = \frac{12,5.10^3}{954} = 13,1 \text{ mm cột lỏng} \qquad (7.78b)$$

– Trở lực tổng cộng của đĩa:

$$h_t = h_d + h_r + (h_W + h_{oW}) = 48 + 13,1 + (50 + 27) = 138 \text{ mm cột lỏng.}$$

Nhận xét: Khi bắt đầu tính và thiết kế đĩa đã chọn h_t = 100 mm cột lỏng và giá trị này khác giá trị tính được h_t = 138 mm cột lỏng, vì vậy phải lặp lại các phần tính toán ở trên. Tuy nhiên, do thay đổi các tính chất vật lý của hệ sẽ nhỏ nên sẽ ít ảnh hưởng đến phần thiết kế đĩa, vì vậy trở lực của đĩa h_t = 138 mm cột lỏng có thể chấp nhận được.

Tính kiểm tra kênh chảy truyền lỏng:

– Trở lực của kênh chảy truyền: Chọn khoảng cách giữa mép dưới của kênh chảy truyền lỏng và mặt đĩa $h_{ap} = h_w - 10 = 50 - 10 = 40$ mm.

Diện tích lỏng đi qua ở phía dưới kênh chảy truyền:

$$A_{ap} = h_{ap}.l_w = 40.10^{-3}.0,6 = 0,024 \ m^2$$

Do diện tích này nhỏ hơn diện tích tiết diện ngang của kênh chảy truyền lỏng ($A_{ap} < A_d = 0,06 m^2$), nên sẽ sử dụng diện tích này để tính trở lực của kênh chảy truyền theo công thức (7.44):

$$h_{da} = 166(\frac{L_{WL}}{\rho_L.A_{ap}})^2 = 166.(\frac{4,06}{954.0,024})^2 = 5,2 \text{ mm}$$

Ở đây: $L_{wL} = L_m^{'}.M_B/3600 = 811,6.10/3600 = 4,06$ kg/s

Chọn $h_{dc} = 6$ mm.

– Chiều cao mức chất lỏng trong kênh chảy truyền lỏng được tính theo công thức (7.20a):

$$h_{dc} = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = (50 + 27) + 138 + 6 = 221 \text{ mm} = 0,22 \text{ m}$$

– Kiểm tra khoảng cách giữa các đĩa theo công thức:

$$h_{dc} < \frac{1}{2} \text{(khoảng cách giữa các đĩa + chiều cao ngưỡng chảy tràn)} \qquad (7.87c)$$

$$0,22 < \frac{1}{2}(0,5 + 0,05)$$

vì vậy khoảng cách giữa các đĩa TS = 0,5m là chấp nhận được.

– Kiểm tra thời gian lưu của lỏng trong kênh chảy truyền:

$$t_r = \frac{A_d.h_{bc}.\rho_L}{L_{Wd}} = \frac{0,06.0,22.954}{4,06} = 3,15 > 3s \Rightarrow \text{Thỏa mãn yêu cầu.}$$

Ở đây: h_{bc} - chiều cao cột lỏng trong ở trong kênh chảy truyền, m.

Kiểm tra lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi:

– Tốc độ lớn nhất của dòng hơi đi trong tháp:

$$U_{v\max} = \frac{V_{\max}}{A_n} = \frac{1,13}{0,44} = 2,57 \text{ m/s}$$

– Phần trăm so với tốc độ sặc đĩa:

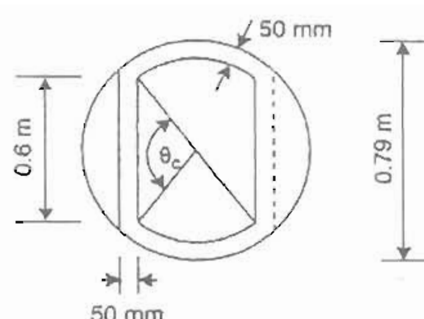
$$\frac{U_{v\max}}{U_{nfc}} = \frac{2,57}{3,38}.100 = 76\%$$

– Phần lỏng bị cuốn theo dòng hơi (hình 7.22):

Với yếu tố dòng $F_{LG} = 0,14$, và phần trăm so với tốc độ sặc đĩa bằng 76%, tìm được phần lỏng bị cuốn theo dòng hơi $\psi = 0,018$. Như vậy, đại lượng ψ nhỏ hơn nhiều so với mức cho phép ($\psi < 0,1$).

Bố trí mặt đĩa:

Do đường kính tháp $D_T < 1,0$ m nên ở đây sử dụng đĩa được lắp thành từng cụm trong tháp. Để ghép cụm đĩa vào trong tháp cần để chừa băng không đục lỗ rộng 50 mm chạy vòng quanh tháp. Ngoài ra cũng để lại về hai phía ở ngay sát ngưỡng chảy tràn vùng không đục lỗ rộng 50 mm để ổn định dòng.



Phần diện tích đục lỗ trên đĩa:

Theo hình 7.47 với $\frac{l_w}{D_T} = \frac{0,6}{0,79} \approx 0,76$ sẽ có góc $\theta_c = 99^0$C. Góc chắn phần mép đĩa không đục lỗ sẽ bằng $180^o - 99^o = 81^o$.

Chiều dài băng không đục lỗ ở mép đĩa = $(0,79 - 50.10^{-3}).\pi.\frac{81^0}{180^0} = 1,05$ m

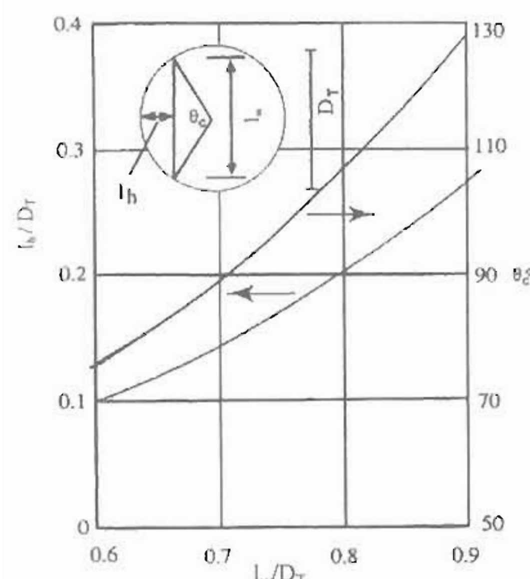
Diện tích băng không đục lỗ của đĩa = $50.10^{-3}.1,05 = 0,053m^2$

Chiều dài trung bình của vùng ổn định dòng = $(0,79 - 50.10^{-3})\sin(\frac{99^o}{2}) = 0,563$ m.

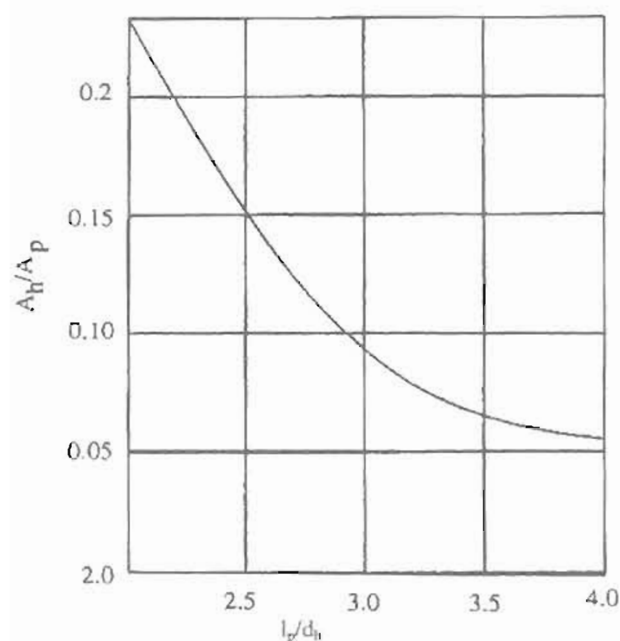
Diện tích vùng ổn định dòng = $2.(0,563.50.10^{-3}) = 0.056\ m^2$.

Diện tích toàn bộ vùng đục lỗ trên đĩa:

$$A_p = A_a - 0,053 - 0,056 = 0,38 - 0,053 - 0,056 = 0,271\ m^2$$



Hình 7.47. Quan hệ giữa độ lớn của góc đối diện cung, chiều cao và chiều dài của cung



Hình 7.48. Quan hệ giữa diện tích lỗ và bước lỗ

Tỷ số giữa tổng diện tích các lỗ và diện tích vùng đục lỗ của đĩa: $\frac{A_h}{A_p} = \frac{0,038}{0,271} = 0,14$ và theo hình 7.48 tìm được tỷ số chiều dài bước lỗ / đường kính lỗ $= l_p/d_h = 2,6$ ($l_p = 2,6.d_h = 2,6.5 = 13$ mm).

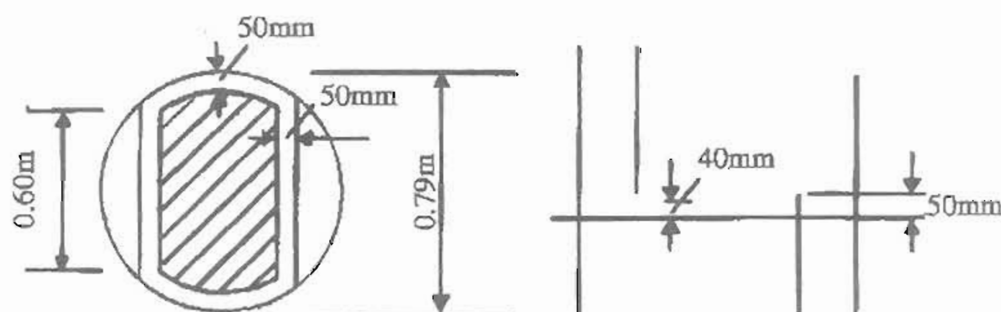
Như vậy điều kiện $2,5 < l_p/d_h < 4,0$ được thỏa mãn.

Số lỗ trên đĩa:

– Diện tích của một lỗ = $\frac{\pi d_h^2}{4} = \frac{3,14}{4}.(5.10^{-3})^2 = 1,964.10^{-5}$ m^2

– Số lỗ trên đĩa = $\frac{A_h}{1,964.10^{-5}} = \frac{0,038}{1,964.10^{-5}} = 1935$ lỗ

Các thông số thiết kế của đĩa:



Đĩa No	1	Khoảng làm việc:	70% so với lưu lượng tối đa
Đường kính D_T	0,79 m	Vật liệu chế tạo đĩa:	Thép thường
Đường kính lỗ d_h	5 mm	Kênh chảy truyền:	Thép thường
Bước lỗ l_p	13 mm	Khoảng cách đĩa:	0,5 m
Tổng số lỗ	–	Chiều dày đĩa:	5 mm
Số lỗ làm việc	1935	Trở lực của đĩa:	140 mm cột lỏng = 1,3 kPa
Diện tích phần bỏ trống	–		

Xác định hiệu suất của đĩa cho hệ axêton – nước theo phương pháp AIChE:

1. Các thông số của đĩa:

– Diện tích làm việc của đĩa: $A_a = 0{,}38\ m^2$

– Chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa: từ hình 7.47 tìm được $l_h = 0{,}095$ và chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa: $Z_L = (D_T - 2.l_h) = 0{,}79 - 2.\ 0{,}095 = 0{,}60$ m.

– Chiều cao ngưỡng chảy tràn: $h_w = 50$ mm.

2. Tính kiểm tra hiệu suất của đĩa trong đoạn chưng tại các lưu lượng dòng nhỏ nhất.

$$V'_{m\min} = 70\%.V'_{m\max} = 0{,}7.\frac{162{,}3}{3600} = 0{,}032\ \text{kmol/s.}$$

$$L'_{m\min} = 70\%L'_{m\max} = 0{,}7.\frac{811{,}6}{3600} = 0{,}158\ \text{kmol/s}$$

– Từ đồ thị Mc Cabe – Thiele (hình 7.42) tại x = 0,05 với giả thuyết hiệu suất đĩa khoảng 60%, nồng độ $y \cong 0{,}4$.

Nồng độ x = 0,05 sẽ xuất hiện tại khoảng đĩa số 9 tính từ đỉnh tháp xuống (đĩa thứ 7 từ đáy tháp lên).

Áp suất tại đĩa này sẽ được tính theo công thức:

$$P_9 = P_a + 9.h_t = 1{,}014.10^5 + 9.(138.10^{-3}.1000.9{,}82) = 113{,}6\ \text{kPa} \cong 1{,}14\ \text{bar}$$

Tại áp suất này, nhiệt độ trên đĩa sẽ là 79°C. Theo nhiệt độ này tra cứu được các thông số vật lý sau đây của lỏng và hơi ở trên đĩa:

Lỏng:

$M_L = 20{,}02$	$\rho_L = 925\ \text{kg/m}^3$	$\mu_L = 0{,}34.10^{-3}\ \text{N.s/m}^2$
$\sigma = 60.10^{-3}$ N/m	$D_L = 4{,}64.10^{-9}\ m^2/s$ (theo phương trình Wilke – Chang)	

Hơi:

$M_H = 34{,}04$	$\rho_v = 1{,}35\ \text{kg/m}^3$	
$D_v = 18{,}6.10^{-6}\ m^2/s$	$\mu_v = 10{,}0.10^{-6}\ \text{N.s/m}^2$ (theo phương trình Fuller)	

– Lưu lượng thể tích của dòng hơi:

$$\overline{V}'_{mmin} = \frac{V'_{mmin}.M_H}{\rho_v} = \frac{0,032.34,04}{1,35} = 0.81\ m^3/s$$

– Lưu lượng thể tích của dòng lỏng:

$$\overline{L}'_{mmin} = \frac{L'_{mmin}.M_l}{\rho_L} = \frac{0,158.20,02}{925} = 3,42.10^{-3}\ m^3/s$$

– Tốc độ của hơi đi qua đĩa:

$$U_a = \frac{\overline{V}'_{mmin}}{A_a} = \frac{0,81}{0,38} = 2,13\ m/s$$

Thông số dòng hơi:

$$F_v = U_a\sqrt{\rho_v} = 2,13.\sqrt{1,35} = 2,47$$

– Chiều rộng trung bình của diện tích làm việc của đĩa $= \frac{A_a}{0,60} = \frac{0,38}{0,60} = 0,63\ m$

– Tính đại lượng L_p – lưu lượng thể tích của dòng lỏng đi ngang qua đĩa chia cho chiều rộng trung bình của đĩa:

$$L_p = \frac{\overline{L}'_{mmin}}{0,63} = \frac{3,42.10^{-3}}{0,63} = 5,43.10^{-3}\ m^3/s$$

– Tính số đơn vị chuyển khối trong pha hơi theo công thức của AIChE:

$$N_G = \frac{(0,776 + 4,57.10^{-3}h_w - 0,24F_v + 105L_p}{\left(\frac{\mu_v}{\rho_v.D_v}\right)^{0,5}}$$

$$N_G = \frac{0,776 + 4,57.10^{-3}.50 - 0,24.2,47 + 105.5,43.10^{-3}}{\left(\frac{10,0.10^{-6}}{1,35.18,6.10^{-6}}\right)^{0,5}}$$

$$N_G = 1,11$$

– Tính lượng lỏng bị giữ lại trên đĩa lỗ theo công thức:

$$Z_L = 0.006 + 0,73.10^{-3}.h_w - 0,24.10^{-3}.F_v.h_w + 1.22.L_p$$

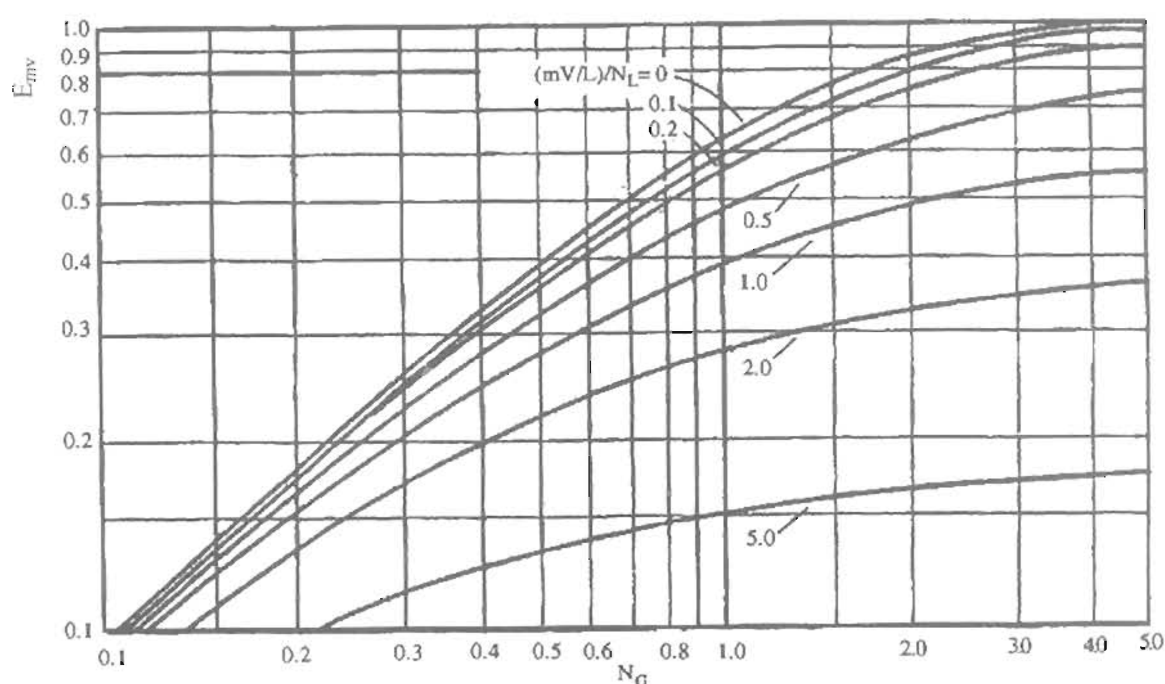
$$= 0.006 + 0,73.10^{-3}.50 - 0,24.10^{-3}.2,47.50 + 1,22.5,43.10^{-3}$$

$$= 5,45.10^{-3}\ m^3/m^2$$

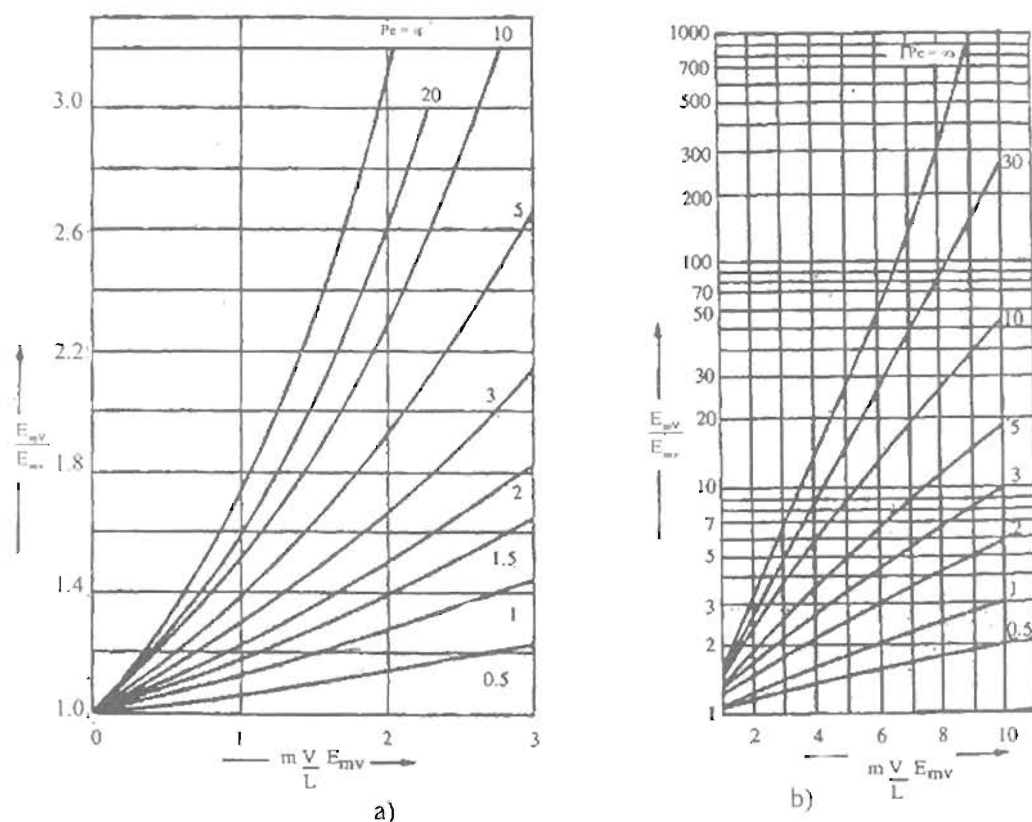
– Thời gian tiếp xúc của lỏng được tính theo công thức:

$$t_L = \frac{Z_c.Z_L}{L_p} = \frac{0.6.5,45.10^{-3}}{5,43.10^{-3}} = 0,6\ s$$

Ở đây: Z_L: chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa, m



Hình 7.49. Sự phụ thuộc của hiệu suất điểm vào số đơn vị chuyển khối của pha lỏng N_L và của pha hơi N_G



Hình 7.50. Quan hệ giữa hiệu suất đĩa E_{mV} và hiệu suất điểm E_{mv}

– Số đơn vị chuyển khối của lỏng được tính theo công thức của AIChE:

$$N_l = (4,13.10^8 D_L)^{0,5}.(0,21F_v + 0,15)t_L$$

$$= (4,13.10^8.4,64.10^{-9})^{0,5}.(0,21.2,47 + 0,15).0,6$$

$$N_L = 0,76$$

– Hệ số khuếch tán xoáy D_e có thể tính theo công thức:

$$D_e = (0,0038 + 0,017U_a + 3,86L_p + 0,18.10^{-3}.h_w)^2$$

$$= (0,0038 + 0,017.2,13 + 3,86.5,43.10^{-3} + 0,18.10^{-3}.50)^2$$

$$D_e = 0,0049 \quad m^2/s.$$

– Tính chuẩn số Peclet:

$$P_e = \frac{Z_l^2}{D_e.t_L} = \frac{0,60^2}{0,0049.0,6} = 123$$

– Từ đồ thị McCabe – Thiele (hình 7.42) tại x = 0,05 tìm được góc nghiêng của đường làm việc L/V = 5 và góc nghiêng của đường cân bằng pha m = 1,84.

Tỷ số $\quad m/(L/G) = 1,84/5 = 0,368$

Và tỷ số $\quad \left(\frac{m/(L/G)}{N_L}\right) = \frac{0,368}{0,76} = 0,484$

Từ hình 7.49 tìm được hiệu suất điểm $E_{mv} = 0,55$

Từ hình 7.50 tìm được $\frac{E_{mV}}{E_{mv}} = 1,1$

Vì vậy hiệu suất đĩa $E_{mV} = 0,55.1,1 = 0,60 = 60\%$

Nhận xét: Góc nghiêng của đường cân bằng pha tại x = 0,05 khó xác định trên đồ thị. Tuy nhiên sai số trong xác định góc nghiêng sẽ ít ảnh hưởng đến giá trị của hiệu suất đĩa E_{mV}.

Xác định hiệu suất của đĩa theo phương pháp Van Winkle

– Các tính chất vật lý của lỏng và hơi:

$\rho_L = 925$ kg/m^3	$\rho_v = 1,35$ kg/m^3
$\mu_L = 0,34.10^{-3}$ N.s/m^2	$\mu_v = 10,0.10^{-6}$ N.s/m
$D_l = 4,64.10^{-9}$ m^2/s	$\sigma_l = 60.10^{-3}$ N/m

– Các thông số của đĩa:

$$h_w = 50 \text{ mm}$$

Phần diện tích lỗ $F_a = \frac{A_h}{A_c} = \frac{0,038}{0,50} = 0,076$

Tốc độ của dòng hơi $U_v = \frac{\overline{V}'_{mmin}}{A_c} = \frac{0.81}{0.50} = 1,62$ m/s

– Hiệu suất của đĩa theo phương pháp Van Winkle được tính theo công thức:

$$E_{mV} = 0,07.D_g^{0.14} Sc^{0.25} \text{Re}^{0.08}$$

Ở đây:

$$D_g = \left(\frac{\sigma_l}{(\mu_L.U_v)}\right) \text{ – chuẩn số sức căng bề mặt;}$$

$$Sc = \left(\frac{\mu_l}{(\rho_l.D_l)}\right) \text{ – chuẩn số Schmidt;}$$

$$\text{Re} = \left(\frac{h_w.U_v.\rho_v}{\mu_l.F_A}\right) \text{ – chuẩn số Reynolds.}$$

Ở đây U_v – tốc độ dòng hơi tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp, m/s.

$$D_g = \left(\frac{60.10^{-3}}{0,34.10^{-3}.1,62}\right) = 109$$

$$Sc = \left(\frac{0,34.10^{-3}}{925.4,64.10^{-9}}\right) = 79$$

$$\text{Re} = \left(\frac{50.10^{-3}.1,62.1,35}{0,34.10^{-3}.0,076}\right) = 4232$$

Và $E_{mV} = 0,07.(109)^{0.14}.(79)^{0.25}(4232)^{0.08} = 0,79$ (79%)

Nhận xét: Do không có số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đĩa lỗ cho hệ axêton – nước nên để cho an toàn chọn hiệu suất tính được theo phương pháp của AIChE ($E_{mV} = 60\%$).

7.3. XÁC ĐỊNH CHÍNH XÁC CÁC KÍCH THƯỚC CỦA THÁP

Phương pháp dùng để xác định chính xác kích thước của tháp là phương pháp lặp. Trước tiên cần phải có thiết kế sơ bộ, sau đó tiến hành hiệu chỉnh và hoàn thiện dần phương án thiết kế bằng phương pháp kiểm tra dựa vào các quan hệ về hiệu quả hoạt động của tháp cho tới khi đạt được bản thiết kế phù hợp. Tính kích thước của tháp được thực hiện tại các điểm (các chế độ) tải trọng lớn nhất và nhỏ nhất trong từng đoạn của tháp chưng cất. Như vậy cần phải tiến hành xác định kích thước của tháp tại:

- Đĩa trên cùng của tháp;
- Trên từng đĩa có các dòng vào, dòng lấy sản phẩm hoặc tại các vị trí có bổ sung nhiệt hoặc lấy bớt nhiệt ra khỏi tháp;

• Phía dưới từng đĩa có các dòng vào, dòng lấy sản phẩm, hoặc tại vị trí có bổ sung nhiệt hoặc lấy bớt nhiệt ra khỏi tháp;

• Đĩa cuối cùng của tháp;

• Tại từng vị trí trong tháp khi lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi tính được đạt giá trị lớn nhất.

Đối với tháp có một dòng vào và hai dòng sản phẩm, thường cần phải tính kích thước của tháp tại đĩa trên cùng, đĩa dưới cùng, đĩa ở ngay phía trên đĩa tiếp liệu và đĩa ở ngay phía dưới đĩa tiếp liệu. Tháp sau đó sẽ được thiết kế cho các điều kiện chặt chẽ hơn.

7.3.1. Tính kích thước của tháp loại đĩa

Ví dụ 7.6. Tháp chưng luyện dùng để tách propan từ hỗn hợp các hydrocacbon $C_1 \div C_6$. Tháp làm việc tại áp suất P = 2171.8 kPa (3,5 psia). Yêu cầu về thành phần hỗn hợp đỉnh, hỗn hợp đáy và thành phần hỗn hợp đầu cho trong bảng sau. Hệ số bay hơi tương đối của các cấu tử tại nhiệt độ 96^{0}C (205^{0}F) xem bảng dưới đây. Thiết bị ngưng tụ trên đỉnh tháp là thiết bị ngưng tụ một phần. Tháp làm việc với chỉ số hồi lưu R = 1,5.

Bảng 7.10. Cân bằng vật chất của tháp chưng luyện

Cấu tử	*Nồng độ, % mol*			*Lưu lượng hỗn hợp, mol/100 mol hỗn hợp đầu*	
	Hỗn hợp đầu	*Hỗn hợp đỉnh*	*Hỗn hợp đáy*	*Đỉnh*	*Đáy*
Methane (C_1)	26	43,5	–	26	–
Ethane (C_2)	9	15,0	–	9	–
Propane (C_3)	25	41.0	1.0	24,6	0.4
n – Butane (C_4)	17	0,5	41,7	0,3	16,7
n – Pentane (C_5)	11	–	27,4	–	11.0
n – Hexane (C_6)	12	–	29,9	–	12,0
	100	100	100	59,9	40.1

Bảng 7.11. Hằng số cân bằng pha K của các cấu tử tại 96 ^{0}C *(Nhiệt độ của đĩa tiếp liệu)*

Cấu tử	*K*
Methane (C_1)	15,0
Ethane (C_2)	3,8
Propane (C_3)	1,55
n – Butane (C_4)	0,80
n – Pentane (C_5)	0,38
n – Hexane (C_6)	0,19

Lưu lượng dòng hỗn hợp đầu vào tháp F = 907,2 kmol/h (2000 lb–mol/h). Tải trọng nhỏ nhất dự tính bằng 60 % tải trọng thiết kế.

Bài giải:

• Cân bằng vật chất của tháp sẽ tính theo 100 lb–mol/h (45,36 kmol/h) của hỗn hợp đầu. Các kết quả tính xem bảng 7.10.

• Tính lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi:

Từ bảng 7.10:

Lưu lượng dòng sản phẩm đỉnh D = 59,9

Lưu lượng dòng hỗn hợp đáy B = 40,1

Lưu lượng dòng lỏng trong đoạn luyện:

$$L = D.R = 59,9 \,.\, 1,5 = 89,9$$

Lưu lượng dòng hơi:

$$V = D\,(R + 1) = 59,9\,(1,5 + 1) = 149,8$$

Lưu lượng dòng lỏng trong đoạn chưng:

$$L' = L + q.F = 89,9 + 0,34 \,.\, 100 = 123,9$$

(Tại 96^{0}C hỗn hợp đầu gồm 66% hơi và 34 % lỏng: q = 0,34)

Lưu lượng dòng hơi trong đoạn chưng:

$$V' = L' - B = 123,9 - 40,1 = 83,8$$

• Phân bố dòng lỏng và dòng hơi trong tháp và các tính chất vật lý (kết quả mô phỏng trên máy tính) cho lưu lượng hỗn hợp đầu bằng F = 907,2 kmol/h. Số liệu dẫn trong bảng dưới đây là kết quả mô phỏng điển hình tháp tách Propan.

Bảng 7.12. Tải trọng của tháp tách Propan và các tính chất vật lý

Bậc	Pha hơi				Pha lỏng					
	t, ^{o}F	*Lưu lượng khối lượng*	*Lưu lượng thể tích, ft^3/s*	*Khối lượng riêng, lb/ft^3*	*t, ^{o}F*	*Lưu lượng khối lượng*	*Lưu lượng thể tích, ft^3/s*	*Khối lượng riêng, lb/ft^3*	*Sức căng bề mặt, dyn/cm*	*Độ nhớt, cP*
	^{0}F	lb/h	CFS	ρ_V	^{0}F	lb/h	GPM	ρ_L	σ	μ_L
1	108	109.728	12,705	2,399	70	73.910	310	29,820	5,31	0,136
2	119	120.812	13,559	2,475	108	84.994	378	27,979	3,37	0,129
3	126	121.184	13,584	2,478	119	85.360	380	27,944	3,30	0,128
4	134	119.412	13,451	2,466	126	83.588	370	28,187	3,35	0,128
5	144	118.186	13.578	2,454	134	82.360	360	28,498	3,44	0,129
6	157	117.122	13.339	2,439	144	81.280	352	28,816	3,53	0.130
7	172	114.732	13,246	2,406	157	78.926	336	29,208	3,66	0,131
8	199	109.310	13.060	2,325	172	73.504	304	30,112	4,44	0,133

9	225	82.856	7,629	3,017	211	139.172	598	29,029	3,40	0,123
10	235	93.602	8,347	3,115	225	149.918	656	28,457	3,60	0,124
11	242	100.406	8,751	3,187	235	156.724	694	28,159	3,41	0,126
12	249	105.908	9,049	3,251	242	162.228	724	27,934	3,28	0,126
13	255	111.198	9,332	3,310	249	167.620	754	27,735	3,16	0,125
14	261	115.806	9,560	3,365	255	172.126	778	27,574	3,07	0,123
15	266	119.144	9,705	3,410	261	175.468	796	27,454	3,00	0,121
16	272	122.464	9,863	3,449	266	178.788	816	27,344	2,94	0,119
17	280	124.948	9,954	3,487	272	181.272	828	27,268	2,90	0,117
18	291	126.714	9,963	3,533	280	183.038	838	27,225	2,87	0,115
19	309	129.712	9,924	3,641	291	185.434	850	27,191	2,84	0,113
20					309	56.324	260	26,997	2,05	0,110

Chú ý

- $^0C = (^0F - 32).5/9$
- 1lb/h = 0,4536 kg/h
- 1ft^3/s = 0,0288 m^3/s
- 1GPM = 6,309.10^{-5}m^3/s = 227 l/h = 2,228.10^{-3} ft^3/s
- 1cP = 1.10^{-3} Ns/m^2
- CFS (ft^3/s) = 0.028317 m^3/s

Điều kiện chọn cho phần tính thủy lực:

	Pha hơi				**Pha lỏng**					
	t, °F	***lb/h***	***CFS***	***ρ_V (lb/ft^3)***	***t, °F***	***lb/h***	***GPM***	***ρ_L (lb/ft^3)***	***σ (dyn/cm)***	***μ_L (cP)***
Đoạn luyện										
Bậc 3 (max)	126	121.184	13,584	2,478	119	85.360	380	27,944	3,30	0,128
Bậc 8 (min)	199	109.310	13,060	2,325	172	73.504	304	30,122	4,44	0.133
Đoạn chưng										
Bậc 19 (max)	309	129.112	9,924	3,614	291	185.434	850	27,191	2,84	0,113
Bậc 9 (min)	225	82.856	7,629	3,017	211	139.172	598	29,029	3,40	0,133

Tải trọng lớn nhất:

Các số liệu trong bảng 7.12 là các số liệu điển hình nhận được bằng phương pháp mô phỏng tháp trên máy tính cho thấy cả lưu lượng thể tích và lưu lượng khối lượng của dòng hơi và dòng lỏng trong đoạn luyện đều đạt giá trị lớn nhất tại đĩa thứ ba. Vì vậy, đĩa thứ ba sẽ được chọn để tính kích thước của đoạn luyện của tháp.

Tương tự đĩa số 19 của đoạn chưng sẽ được chọn để tính kích thước của đoạn chưng của tháp. Tuy tại đĩa số 19, lưu lượng thể tích của dòng hơi nhỏ hơn lưu lượng thể tích tại đĩa số 18, nhưng sự khác nhau về lưu lượng này tại hai đĩa số 18 và 19 chỉ là 0,4 %. Trong khi đó, lưu lượng khối lượng của dòng hơi tại đĩa số 19 lại lớn hơn lưu lượng khối lượng của dòng hơi tại đĩa số 18 là 1,9 %. Vì vậy, để

tính toán chọn đĩa số 19 sẽ hợp lý hơn. Để loại bỏ các nghi vấn trong việc chọn đĩa số 19, tốt nhất nên tiến hành tính thông số C cho đĩa số 18 và 19 (phương trình (7.8)):

$$C'_S(\text{đĩa}19) = U_S\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_l - \rho_V}} = \frac{CFS}{A_l}\sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_L - \rho_V}} = \frac{9,924}{A_T}\sqrt{\frac{3,614}{27,191 - 3,614}} = \frac{3,885}{A_l}$$

$$C_S(\text{đĩa}18) = \frac{9,963}{A_l}\sqrt{\frac{3,533}{27,225 - 3,533}} = \frac{3,847}{A_l}$$

Như vậy, tải trọng hơi tại đĩa số 19 lớn hơn tải trọng hơi tại đĩa số 18.

Tải trọng nhỏ nhất:

Theo bảng 7.12, trong đoạn chưng lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi rõ ràng sẽ nhỏ nhất trên đĩa số 9. Đĩa số 20 sẽ được loại bỏ vì đây chính là thiết bị đun bay hơi ở đáy tháp. Trong đoạn luyện, đĩa số 1 hoặc đĩa số 8 sẽ có lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi nhỏ nhất. Nếu như tháp làm việc ở ngay lân cận của vùng tới hạn, thì sẽ cần phải tính phần thủy lực riêng rẽ cho cả đĩa số 1 và đĩa số 8. Tuy nhiên, do sự khác nhau về tải trọng trên hai đĩa này chỉ khoảng 2 ÷ 3 % và tải trọng nhỏ nhất khi tính toán rất ít khi là tải trọng tới hạn nên sẽ chỉ tính thủy lực cho một trong 2 đĩa trên. Mục đích của việc tính khoảng làm việc là để chỉ ra khi nào thì hiệu suất của tháp bắt đầu giảm đáng kể. Tại đĩa số 1, các tải trọng đều thấp vì lỏng đi vào tháp có nhiệt độ thấp. Đây là hiện tượng cục bộ, thường chỉ ảnh hưởng đến một đĩa hoặc ảnh hưởng tối đa đến một vài đĩa. Mặt khác, đĩa số 8 lại mang nhiều đặc trưng hơn của các đĩa ở phía trên nó, chính vì thế ở đây sẽ chỉ tiến hành tính tải trọng nhỏ nhất cho đĩa số 8.

Tổng kết Các đĩa được chọn cho phần tính thủy lực:

	Tải trọng lớn nhất	Tải trọng nhỏ nhất
Đoạn luyện	Đĩa số 3	Đĩa số 8
Đoạn chưng	Đĩa số 19	Đĩa số 9

7.3.2. Tính sơ bộ đường kính của tháp

Diện tích đĩa: Phương pháp sử dụng phương trình để xác định chế độ sặc đĩa chỉ do lỏng bị cuốn theo hơi tạo ra là phương pháp thường được sử dụng để tính toán. Các phương pháp này thường là các phương pháp gần đúng nhưng cho kết quả hợp lý. Tuy nhiên để giảm đến mức tối thiểu số lần lặp, có thể sử dụng phương trình sặc đĩa đầy đủ nhưng để đơn giản bớt có thể chấp nhận thêm các giả thiết. Trong ví dụ này, sẽ sử dụng phương trình Kister – Haas để tính sơ bộ diện tích của đĩa (phương trình 7.9):

$$C_{SB} = 0,144\left[\frac{d_H^2.\sigma}{\rho_L}\right]^{0,125}\left[\frac{\rho_G}{\rho_L}\right]^{0,1}\left[\frac{TS}{h_{cl}}\right]^{0,5}$$

Ở đây:

C_{SB} – Hệ số sặc trong phương trình Souders – Brown, ft/s;

d_h – Đường kính lỗ, in;

σ – Sức căng bề mặt, dyn/cm;

TS – Khoảng cách giữa các đĩa, in;

h_{cl} – Chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa ở chế độ chuyển từ lớp bọt sang phun tia (tính theo các phương trình (7.10) và (7.11), in;

ρ_L, ρ_G – Khối lượng riêng của lỏng và hơi, lb/ft^3.

Để tính toán chấp nhận các giả thiết sau:

d_h = 0,5 in; TS = 24 in; h_{cl} = 2,5 in;

Đoạn luyện:

$$C_{SB} = 0,144\left[\frac{0,5^2.3,30}{27,944}\right]^{1,125}\left[\frac{2,478}{27,944}\right]^{0,1}\left[\frac{24}{2,5}\right]^{0,5} = 0,225\,ft/s$$

Đoạn chưng:

$$C_{SB} = 0,144\left[\frac{0,52.2.84}{27,191}\right]^{0,125}\left[\frac{3,614}{27,191}\right]^{0,1}\left[\frac{24}{2.5}\right]^{0,5} = 0,231\,ft/s$$

Tính tốc độ sặc theo phương trình (7.8):

$$U_{S,ft} = C_{SB}\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Đoạn luyện:

$$U_{s,ft} = 0,225\sqrt{\frac{27,944 - 2,478}{2,478}} = 0,723\,ft/s\ (0,220\ \text{m/s})$$

Đoạn chưng:

$$U_{S,ft} = 0.231\sqrt{\frac{27,191 - 3,614}{3,614}} = 0,591\,ft/s\,(0,158\ \text{m/s})$$

Tính diện tích sục khí thực của tháp A_N:

Giả thiết tháp thiết kế làm việc tại điểm 80% tốc độ sặc đĩa. Cho tháp tách Propane (bảng 7.3) hệ số giảm tốc SF = 0,9 cho cả đoạn luyện và đoạn chưng. Khi đó diện tích sục khí sẽ bằng:

$$A_N = \frac{CFS}{(SF).(0,8).U_{s,ft}}$$

Cho đoạn luyện:

$$A_N = \frac{13,584}{0,9.0,8.0,723} = 26,1\,ft^2\,(2,425\,\text{m}^2)$$

Cho đoạn chưng:

$$A_N = \frac{9,924}{0,9.0,8.0,591} = 23,3\,ft^2\,(2,165\,\text{m}^2)$$

Diện tích chảy truyền lỏng A_D:

Để tính sơ bộ diện tích chảy truyền lỏng A_D sẽ sử dụng các giá trị tốc độ tối đa của lỏng trong kênh chảy truyền cho trong bảng 7.5. Cho tháp tách Propane ở áp suất P = 315 psia (2,172 kPa) theo bảng trên tốc độ của dòng lỏng trong kênh chảy truyền nằm trong khoảng (0.2 ÷ 0,25) ft/s (0,06 ÷ 0,08 m/s). Chọn tốc độ này bằng U_D = 0,22 ft/s (0,07m/s). Ở đây không cần chú ý tới hệ số giảm tốc vì trong bảng đã tính đến xu thế tạo bọt của hệ.

Cho đoạn luyện diện tích chảy truyền lỏng: Do $1GPM = 2,228.10^{-3}\,ft^3/s$ nên:

$$A_D = \frac{GPM.2,228.10^{-3}}{U_D} = \frac{380.2,228.10^{-3}}{0,22} = 3,8\,ft^2\,(0,35\,\text{m}^2)$$

Cho đoạn chưng diện tích chảy truyền lỏng:

$$A_D = \frac{GPM.2,228.10^{-3}}{U_D} = \frac{850.2,228.10^{-3}}{0,22} = 8,5\,ft^2\,(0,79\,\text{m}^2)$$

Đường kính tháp:

Diện tích tiết diện ngang của tháp:

$$A_T = A_N + A_D;$$

Cho đoạn luyện:

$$A_T = 26,1 + 3,8 = 29,9\ ft^2$$

Đường kính của đoạn luyện:

$$D_T = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} = \sqrt{\frac{4.29,9}{3,14}} = 6,2 ft^2 (1,89 m)$$

Cho đoạn chưng:

$$A_T = 23,3 + 8,5 = 31,8 ft^2;$$

Đường kính đoạn chưng:

$$D_T = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} = \sqrt{\frac{4.31,8}{3,14}} = 6,4 ft\ (1,95\ m)$$

Thực tế, khi đường kính đoạn chưng và đoạn luyện của tháp khác nhau trên 20 %, nếu chọn đường kính của hai đoạn này khác nhau sẽ kinh tế hơn. Ở trường hợp đang xét, đường kính của hai đoạn chưng và đoạn luyện chỉ khác nhau 3 %, vì vậy đường kính của hai đoạn này sẽ được chọn bằng nhau. Ở đây sẽ chọn đường kính lớn hơn trong hai đường kính trên:

$$D_T = 1,95\ m\ (D_T = 6,4\ ft);$$

7.3.3. Sắp đặt sơ bộ mặt đĩa

Phần sắp đặt chi tiết diện tích mặt đĩa sẽ được tiến hành ở giai đoạn 2 của quá trình thiết kế. Ở giai đoạn đầu cần phải tiến hành sắp đặt sơ bộ diện tích mặt đĩa, vì sắp đặt mặt đĩa sẽ ảnh hưởng tới kích thước của tháp. Ở ví dụ này, sắp đặt sơ bộ mặt đĩa sẽ dựa vào hướng dẫn chi tiết sắp đặt mặt đĩa của các hãng.

Số đường đi của lỏng trên đĩa:

Để xác định số đường đi của lỏng trên đĩa, trước tiên cần phải tính sơ bộ chiều dài ngưỡng chảy tràn. Giả thiết chiều dài ngưỡng chảy tràn $L_W = 0,8\ D_T$.

Khi đó:

$$L_W = 0,8\ D_T = 0,8 . 6,5 = 5,2 ft\ (62,4\ in;\ 1,58\ m)$$

Tải trọng lỏng tính theo 1 đơn vị chiều dài của ngưỡng chảy tràn:

Đoạn luyện:

$$Q_L = \frac{GPM}{L_W} = \frac{380}{62,4} = 6,1\ gpm/in$$

Đoạn chưng:

$$Q_L = \frac{GPM}{L_W} = \frac{850}{62,4} = 13,6\ gpm/in$$

Chọn số đường đi của lỏng trên đĩa phải đảm bảo điều kiện mỗi đường đi của lỏng có tải trọng lỏng Q_L (tính theo một đơn vị chiều dài của ngưỡng chảy tràn) nằm trong khoảng (7 ÷ 13) gpm/in (100 – 140 m^3/h.m).

Như vậy sẽ tiến hành thiết kế đĩa có một đường đi của lỏng cho đoạn luyện, và đĩa có hai đường đi của lỏng cho đoạn chưng.

Khoảng cách giữa các đĩa:

Cho đoạn chưng của tháp chọn sơ bộ khoảng cách giữa các đĩa TS = 24 in (600 mm) là phù hợp. [Kister H.Z., Distillation Oparation, McGraw – Hill, New York, 1990]. Đối với đoạn luyện, do có khả năng còn dư năng suất nên có thể chọn khoảng cách giữa các đĩa nhỏ hơn TS = 18 in (450 mm).

Tóm tắt:

Đoạn luyện : TS = 18 in (450 mm)

Đoạn chưng : TS = 24 in (600 mm)

Đường kính lỗ:

Trong trường hợp các dòng không lẫn các tạp cơ học, chọn đường kính lỗ d_h = 3/16 in (5mm) sẽ là hợp lý, còn trong trường hợp có lẫn các tạp cơ học nên chọn đường kính lỗ d_h = 1/2 in (12,5 mm). Để cẩn thận, có thể coi các dòng trong tháp tách Propane có khả năng lẫn các tạp cơ học, vì vậy chọn đường kính lỗ d_h = 1/2 in (12,5 mm) là phù hợp.

Các kích thước khác:

Theo chỉ dẫn của Kister [Sách đã dẫn ở trên], ở giai đoạn thiết kế sơ bộ các kích thước sau đây có thể coi là phù hợp cho việc sắp đặt mặt đĩa:

Phần diện tích lỗ A_f = 0,1 (10% diện tích tiết diện ngang của đĩa);

Chiều cao ngưỡng chảy tràn ở cửa ra khỏi đĩa của lỏng h_w = 2,0 in (50 mm);

Chiều cao mức chất lỏng trong ở trên đĩa h_{cl} = 1,5 in (38 mm);

Chiều dày của đĩa (tháp cacbon) t_t = 0,135 in (3,5 mm).

Bước lỗ (p):

Khi chọn phân bố lỗ theo hình lục giác đều, bước của lỗ có thể tính theo công thức:

$$p = 0,951\frac{d_h}{\sqrt{A_f}} \tag{7.88}$$

Cho d_h = 0,5 in, A_f = 0,1;

$$p = 0,951\frac{0,5}{\sqrt{0,1}} = 1,5 \text{ in } (38 \text{ mm})$$

Sắp xếp kênh chảy truyền:

Diện tích tiết diện ngang của tháp có đường kính D_T = 6,5 ft (1,98 mm) sẽ bằng A_T = 33,2 ft^2 (3,10 m^2).

Trong đoạn luyện, diện tích chảy truyền lỏng A_D = 3,8 ft^2 và diện tích chảy truyền lỏng chiếm A_D/A_T.100 = (3,8/33,2).100 = 11,5 %.

Trong khi đó trong đoạn chưng, diện tích chảy truyền lỏng chiếm A_D/A_T.100 = (8,5/33,2).100 = 25,6 %.

Như vậy diện tích chảy truyền lỏng trong đoạn luyện là khá bé, vì vậy không cần thiết phải giảm diện tích này. Trong khi đó diện tích chảy truyền lỏng trong đoạn chưng lại khá lớn, vì vậy giảm diện tích này trong đoạn chưng sẽ rất có ý nghĩa. Để giảm diện tích chảy truyền lỏng trong đoạn chưng sẽ là hợp lý hơn khi sử dụng kênh chảy truyền kiểu tấm nghiêng có tỷ lệ diện tích chảy truyền lỏng ở mép trên của kênh trên diện tích chảy truyền lỏng ở dưới đáy của kênh chảy truyền bằng 2 : 1. Như vậy trong đoạn chưng, diện tích chảy truyền lỏng ở mép trên của kênh chảy truyền bằng 8,5 ft^2 (0,79m^2), còn ở dưới đáy của kênh này bằng 8,5/2 = 4,25 ft^2 (0.395 m^2).

Tổng kết:

	Đoạn luyện	Đoạn chưng
Đường kính tháp D_T, ft	6,5	6,5
Diện tích tiết diện ngang của tháp A_T, ft^2	33,2	33,2
Diện tích chảy truyền lỏng ở mép trên A_{DT}, ft^2	3,8	8,5
Diện tích chảy truyền lỏng ở dưới đáy A_{DB}, ft^2	3,8	4,25
Diện tích sục khí của đĩa $A_B = A_T - A_{DT} - A_{DB}$, ft^2	25,6	20,45
Diện tích làm việc thực của đĩa $A_N = A_T - A_D$, ft^2	29,4	24,7

Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_W và chiều rộng kênh chảy truyền lỏng:

Các đại lượng này có thể tính được từ hình dạng của kênh chảy truyền. Để xác định nhanh các đại lượng này cũng có thể sử dụng các đồ thị của Bolles (hình 7.51).

1. Đoạn luyện (kênh chảy truyền hình viên phân):

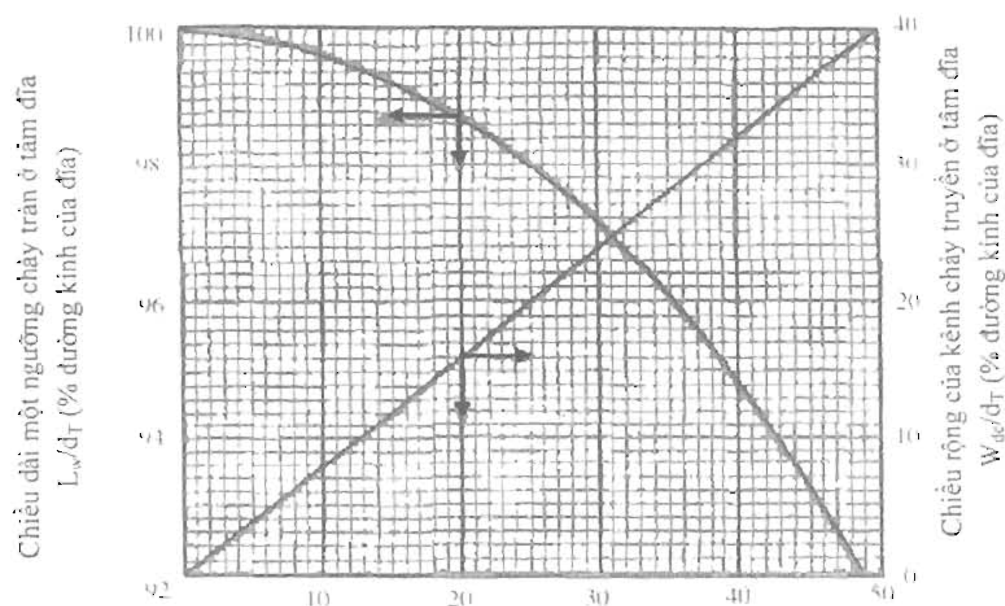
$$\frac{A_D}{A_T} = \frac{3,8}{33,2}.100 = 11,5\%$$

Từ hình 7.51b tìm được:

$$\frac{L_W}{d_T} = 75,5\%$$

Ở đây, d_T – Đường kính tháp (in) = D_T . 12 = 6,5 . 12 = 78 in.

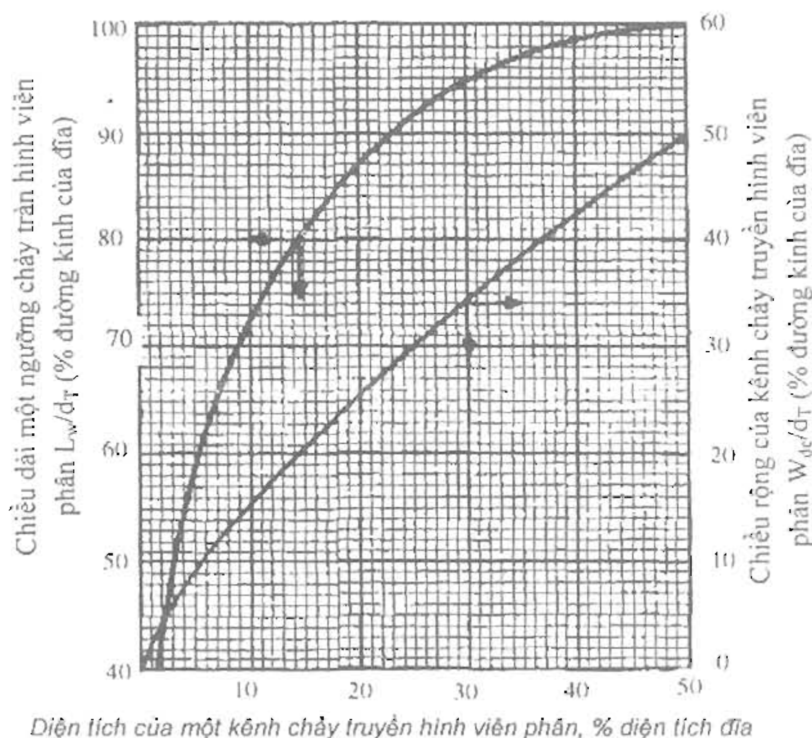
Từ đây tìm được: L_w = 75,5 %d_T = 0,755 . 78 = 58,9 in (1,496 m).



Diện tích của một kênh chảy truyền ở tâm đĩa, % diện tích của đĩa

Hình 7.51. Đồ thị dùng để thiết kế kênh chảy truyền lỏng

a. Kênh chảy truyền trung tâm



Diện tích của một kênh chảy truyền hình viên phân, % diện tích đĩa

Hình 7.51b. Kênh chảy truyền hình viên phân

Từ hình 7.51b, khi A_D/A_T = 11,5 %, tìm được W_{dc}/d_T = 17,3 %.

Từ đây tìm được chiều rộng của kênh chảy truyền của đoạn luyện:

$$W_{dc} = 0,173.d_T = 0,173.78 = 13,5 \text{ in } (343 \text{ mm}).$$

2. Đoạn chưng, kênh chảy truyền lỏng hình viên phân (ở trên đỉnh của kênh):

Do trên đĩa của đoạn chưng sẽ có hai đường đi của lỏng, vì vậy, ngoài kênh chảy truyền kiểu viên phân, trên đĩa sẽ xuất hiện kênh chảy truyền ở tâm (hình 7.51a).

- Tính phần trăm diện tích kênh chảy truyền lỏng hình viên phân ở mép trên của kênh:

$$\left(\frac{A_D/2}{A_T}\right) = \frac{8,5}{2.33,2}.100 = 12,8\%$$

- Từ hình 7.51b tìm được chiều dài của một ngưỡng chảy tràn viên phân l_w/d_T = 77,8 % và chiều dài tổng cộng của ngưỡng chảy tràn:

$$L_W = 2.0,778.d_T = 2.0,778.78 = 121,4 \text{ in } (3,08 \text{ m})$$

- Từ hình 7.51b tìm được chiều rộng của kênh chảy truyền hình viên phân:

$$\frac{W_{dc}}{d_T} = 18,4\%$$

và: $$W_{dc} = 0,184.d_T = 0,184.78 = 14,4 \text{ in } (366 \text{ mm})$$

3. Đoạn chưng, kênh chảy truyền lỏng hình viên phân (ở đáy của kênh):

$$\frac{A_{DB}/2}{A_T} = \frac{4,25/2}{33,2} = 6,4\%$$

Từ hình 7.51b tìm được:

Chiều dài của ngưỡng chảy tràn $l_w/d_T = 64$ %

Chiều dài tổng cộng của kênh chảy tràn ở đáy của kênh = 2.78.0,64 = 99,8 in (2,535 m);

Từ hình 7.51b tìm được:

Chiều rộng của kênh chảy truyền ở đáy của kênh: $W_{dc}/d_T = 11,2\%$

Chiều rộng của kênh chảy truyền ở đáy của kênh $W_{dc} = 11,2\%.d_T = 0,112.78 = 8,7$ in (= 220 mm).

4. Đoạn chưng, kênh chảy truyền ở tâm đĩa (ở đỉnh của kênh):

$$\frac{A_D}{A_T} = \frac{8,5}{33,2} = 25,6\%$$

- Từ hình 7.51a:

$$\frac{L_W}{d_T} = 99,7\%$$

và chiều dài tổng cộng của kênh chảy truyền ở tâm:

$$L_W = \frac{L_W}{d_T}.d_T = 0,979.78.2 = 152,7 \text{ in } (3,878 \text{ m})$$

- Từ hình 7.51a:

Chiều rộng của kênh chảy truyền ở tâm: $W_{dc}/d_T = 20,3$ %

và chiều rộng của kênh chảy truyền ở tâm:

$W_{dc} = 20,3\%.d_T = 0,203.78 = 15,8$ in (400 mm)

5. Đoạn chưng, kênh chảy truyền ở tâm đĩa (ở đáy của kênh):

$$\frac{A_{DB}}{A_T} = \frac{4,25}{33,2} = 12,8\%$$

Từ hình 7.51a:

Chiều dài kênh chảy truyền ở dưới đáy kênh $l_w/d_T = 99,5$ % và chiều dài tổng cộng của kênh chảy truyền ở phần đáy kênh:

2.78.99,5% = 155,2 in (3,942m)

Chiều rộng của kênh chảy truyền ở dưới đáy kênh $l_w/d_T = 10$ %

và chiều rộng của kênh chảy tràn ở đáy kênh = 78.10% = 7,8 in (198 mm)

6. Kiểm tra đường đi của lỏng: Độ dài đường đi của lỏng trên đĩa l_F phải lớn hơn (16 – 18 in).

Đoạn luyện:

$$l_F = d_T - W_{dc} - W_{de} = 78 - 13,5 - 13,5 = 51 \text{ in} > 18 \text{ in}$$

Đoạn chưng:

$$l_F = d_T/2 - 7,8/2 - 14,4 = 20,7 \text{ in} > 18 \text{ in}$$

Đoạn chưng: Chiều dài đường đi của lỏng từ kênh chảy truyền hình viên phân đến kênh chảy truyền ở tâm:

$$l_L = {}^{d_T}\!/_2 - {}^{15,8}\!/_2 - 8,7 = 22,4 \text{ in} > 18 \text{ in (457 mm)}.$$

Tất cả các chiều dài trên đều thỏa mãn điều kiện lớn hơn 18 in.

7. Nhận xét

Trong đoạn chưng, chiều dài của ngưỡng chảy tràn lỏng ở vùng gần thân tháp (kênh chảy truyền hình viên phân) đều ngắn hơn so với chiều dài kênh chảy truyền lỏng ở tâm đĩa. Vì vậy, tải trọng lỏng Q_L (GPM/in chiều dài ngưỡng chảy tràn) sẽ tăng lên theo hướng từ tâm đĩa đến thành tháp.

7.3.4. Vòng tính lặp thứ nhất

Tại vòng lặp này, tải trọng lỏng, tải trọng hơi và các tính chất vật lý của hệ được lấy từ bảng 7.12. Các thông số của đĩa được lấy từ bảng 7.13.

Kiểm tra sặc đĩa

Khi thiết kế tháp thường chọn tốc độ làm việc của tháp bằng khoảng (80 – 85) % tốc độ sặc đĩa. Đây là khoảng an toàn cần thiết do có thể có những sai số của các số liệu cũng như của các phương trình dùng để tính toán – thiết kế. Ngoài ra, chọn giới hạn làm việc trên cũng có thể tránh được sự giảm hiệu suất đĩa thường xảy ra ở ngay lân cận điểm sặc.

Để kiểm tra sặc đĩa có thể sử dụng phương trình (7.9) của Kister và Haas:

Bảng 7.13. Sắp xếp mặt đĩa – Ví dụ 7.6

	Đoạn luyện			***Đoạn chưng***			***Ghi chú (loại kênh)***
	Vòng 1	***Vòng 2***	***Vòng 3***	***Vòng 1***	***Vòng 2***	***Vòng 3***	
Đường kính đĩa, ft	6,5	6,0	–	6,5	6,0	–	
Diện tích tiết diện ngang của đĩa, ft^2	33,2	28,3	–	33,2	28,3	–	
Diện tích chảy truyền lỏng, phía trên A_{DT}, ft^2	3,8	–	–	8,5	7,73	–	
Diện tích chảy truyền lỏng, phía dưới A_{DB}, ft^2	3,8	–	–	4,25	3,86	–	
Diện tích thực của đĩa, A_N, ft^2	29,4	24,5	–	24,7	20,57	–	
Diện tích sục khí A_B, ft^2	25,6	20,7	–	20,45	16,71	–	
Chiều dài ngưỡng chảy tràn, L_W, in	58,9	56,6	–	121,4	113,4	–	viên phân
				152,7	140,5	–	ở tâm
Chiều dài kênh chảy truyền, phía đáy, in	58,9	56,6	–	99,8	93,3	–	viên phân
				155,2	143,2	–	ở tâm
Chiều rộng kênh chảy truyền, phía đỉnh, in	13,5	13,8	–	14,4	14,0	–	viên phân
				15,8	15,7	–	ở tâm
Chiều rộng kênh chảy truyền, phía đáy, in	13,5	13,8	–	8,7	8,4	–	viên phân
				7,8	7,8	–	ở tâm
Độ dài đường đi của lỏng trên đĩa, in	51	44,4	–	20,7	18,1	–	C – S*
				22,4	19,8	–	S – C*

Khoảng cách giữa các đĩa TS, in	18	18	21	24	–	–	
Đường kính lỗ d_h, in	0,5	–	–	0,5	–	–	
Phần diện tích lỗ, A_f	0,1	–	–	0,1	–	–	
Chiều cao ngưỡng chảy tràn h_w, in	2,0	–	–	2,0	2,0	1,5	C – S*
				2,0	2,0	2,0	S – C*
Chiều cao lớp chất lỏng trong trên đĩa, h_{cl}, in	1,5	1,5	2,0	1,5	1,5	2,0	C – S*
				1,5	1,5	2,25	S – C*
Chiều dày của đĩa t_t, in	0,135	–	–	0,135	–	–	
Bước lỗ p, in	1,5	–	–	1,5	–	–	

Kí hiệu:

C – S*: Từ tâm đĩa ra thành tháp

S – C*: Từ thành tháp vào tâm đĩa

Kết quả tính kiểm tra sặc đĩa: vòng lặp thứ nhất

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		C – S*	***S – C****	
Tải trọng lỏng tính theo 1 đơn vị chiều dài ngưỡng chảy tràn ở cửa ra của lỏng trên đĩa Q_L, gpm/in	6,45	7,00	5,57	PT (7.5)
Chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa ở chế độ phun tia h_{cl}, in cột H_2O	0,937	0,940	0,931	PT (7.11)
Thông số n = 0,0231 d_h/A_f	0,115	–	–	PT (7.12)
Chiều cao lớp chất lỏng trong tại chế độ chuyển tiếp từ lớp bọt sang phun tia h_{cl}, in cột lỏng	1,335	1,356	1,343	PT (7.10)
Thông số C tại điểm sặc đĩa, C_{SB}, ft/s	0,267	0,314	0,315	PT (7.9)
Thông số đặc trưng cho tải trọng hơi C_S, ft/s (tính theo A_N)	0,144	0,157	0,157	PT (7.4)
Yếu tố giảm tốc SF	0,9	–	–	Bảng 7.3
Thông số C tại điểm sặc đĩa (đã giảm tốc) C^*_{SB}, ft/s	0,241	0,284	0,284	SF.C_{SB}
% sặc đĩa	59,9	55,6	55,3	$\left(C_S/C^*_{SB}\right).100$

Kí hiệu:

C – S*: Từ tâm đĩa ra thành tháp

S – C*: Từ thành tháp vào tâm đĩa

Kiểm tra khả năng tắc nghẽn kênh chảy truyền lỏng:

Để kiểm tra kênh chảy truyền, ở đây sẽ sử dụng phương trình của Koch (phương trình này cho kết quả có độ an toàn cao).

Phương trình của Koch được thiết lập dựa vào tiêu chuẩn thời gian lưu lớn nhất của lỏng trong kênh chảy truyền. Tiêu chuẩn về thời gian lưu này cũng có thể được biểu diễn qua tiêu chuẩn về tốc độ lớn nhất của lỏng qua kênh chảy truyền. Khi đó phương trình của Koch sẽ có dạng:

$$Q_{D\max} = 448,8\left(\frac{TS}{12t_R}\right)SF \text{ , với } TS \le 30\,(\text{in}) \qquad (7.89)$$

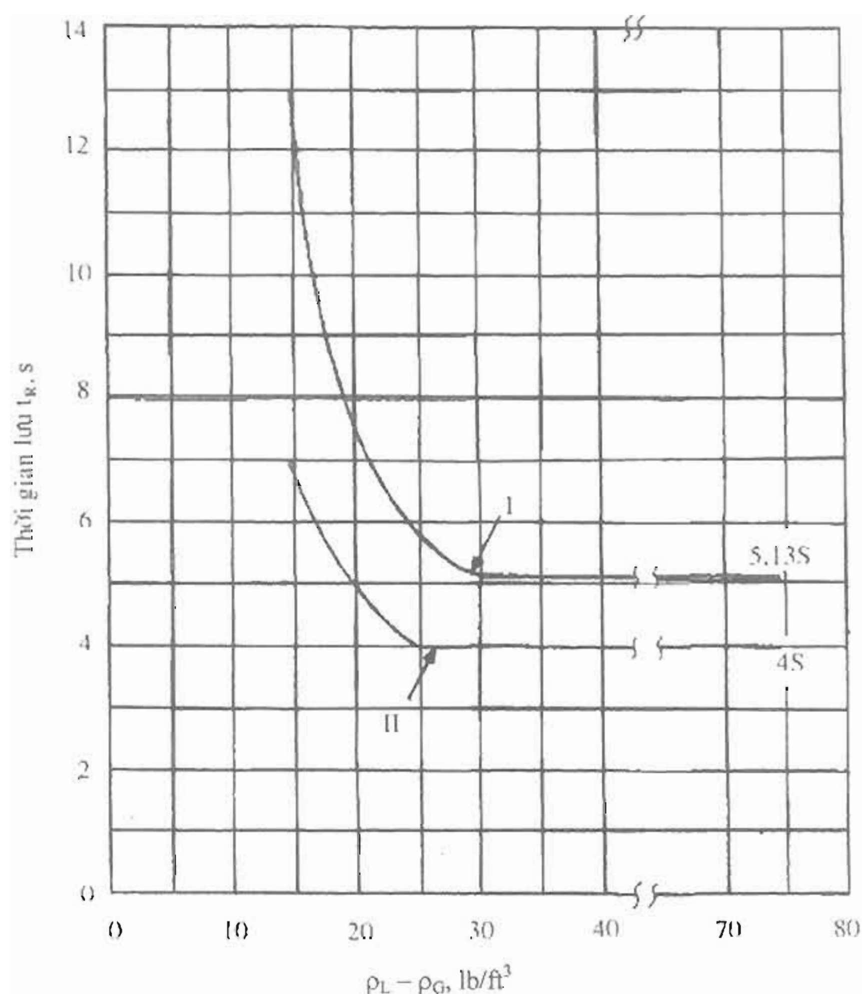
Ở đây:

t_R – Thời gian lưu của lỏng trong kênh chảy truyền, s;

TS – Khoảng cách giữa các đĩa, in;

SF – Yếu tố giảm tốc (bảng 7.3).

Đại lượng t_R trong phương trình Koch có thể xác định theo hình 7.52.



***Hình 7.52.** Thời gian lưu t_R của lỏng trong kênh chảy truyền theo phương trình Koch và theo phương trình Nutter dùng để tính tốc độ chảy truyền lớn nhất*

I. Phương trình Koch, II. Phương trình Nutter

Các kết quả tính kiểm tra khả năng tắc nghẽn kênh chảy truyền lỏng xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**		**Chú thích**
		$C-S^*$	$S-C^*$	
Thời gian lưu của lỏng trong kênh chảy truyền t_R, s	5,7	6,15	6,15	Hình 7.52
Tải trọng lỏng của kênh chảy truyền Q_{Dmax}, gpm/ft^2	106	131	131	PT (7.89)
Tải trọng lỏng làm việc của kênh chảy truyền, Q_D, gpm/ft^2	100	100	100	PT (7.6)
% Q_{Dmax}	94 %	76 %	76 %	

Kí hiệu:

– $C - S^*$: Từ tâm đĩa ra thành tháp

– $S - C^*$: Từ thành tháp vào tâm đĩa

– gpm/ft^2 = 0,68.10^{-3} m/s

Tổng kết: Kết quả ở bảng trên cho thấy kích thước thiết kế của tháp lớn hơn so với mức cần thiết (% sặc đĩa của đoạn luyện chỉ bằng 59,9 %). Do đó, ở vòng tính lặp thứ 2 nên giảm đường kính tháp (Ví dụ: D_T = 6ft (≈ 1,8 m)).

7.3.5. Vòng tính lặp thứ hai

Tại vòng tính lặp này, các thông số vật lý và các tải trọng lỏng, tải trọng hơi của tháp vẫn sẽ lấy từ bảng 7.12. Sắp xếp mặt đĩa sẽ được thảo luận ở phần dưới đây và các kết quả được thể hiện trong bảng 7.13.

Sắp xếp mặt đĩa:

Trước tiên tiến hành xác định diện tích chảy truyền lỏng. Kết quả kiểm tra kênh chảy truyền ở trên cho thấy diện tích chảy truyền lỏng của đĩa trong đoạn luyện là hợp lý (Tải trọng trong kênh chảy truyền Q_D = 94 % Q_{Dmax}). Trong khi đó trong đoạn chưng, diện tích thiết kế kênh chảy truyền lỏng là quá lớn (Q_D chỉ bằng 76 % Q_{Dmax}).

Theo bảng 7.5 cho thiết bị tách propane (khả năng tạo bọt cao, khoảng cách giữa các đĩa TS = 18 in và 24 in), chọn tốc độ của lỏng trong kênh chảy truyền khoảng 0,25 ft/s (0,08 m/s; 110 gpm/ft^2) là hợp lý. Chọn tốc độ của lỏng trong kênh chảy truyền bằng 110 gpm/ft^2, khi đó, diện tích chảy truyền lỏng:

$$A_D = \frac{GPM}{Q_D} = \frac{850}{110} = 7,73 ft^2 (0,72 m^2)$$

Trong các tính toán tiếp theo sẽ giữ nguyên số đường đi của lỏng trên đĩa, khoảng cách giữa các đĩa, đường kính lỗ, chiều cao ngưỡng chảy tràn và khoảng cách giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa như ở vòng tính thứ nhất.

Tiến hành tính lại kích thước ngưỡng chảy tràn và kích thước kênh chảy truyền theo trình tự như ở vòng tính thứ nhất. Các kết quả tính toán được tổng kết trong bảng 7.3.

Nhận xét:

Như đã khẳng định ở trên, chiều dài đường đi của lỏng trên đĩa không thể nhỏ hơn 18 in (457 mm). Đây chính là lý do không cho phép tiếp tục giảm đường kính của tháp (trong đoạn chưng của tháp thiết kế ở trên, đường đi của lỏng từ tâm đĩa đến thành tháp đã gần như đạt giới hạn này – 20,7 in).

Kiểm tra sặc đĩa.

Trình tự tính kiểm tra sặc đĩa ở phía trên sẽ được lặp lại tại vòng tính lặp này. Các kết quả tính kiểm tra xem trong bảng sau đây:

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**		**Chú thích**
		$C-S^*$	$S-C^*$	
Tải trọng lỏng tính theo một đơn vị chiều dài ngưỡng chảy tràn ở cửa ra của lỏng trên đĩa, Q_l, gpm/in	6,71	7,50	6,05	PT (7.5)
Chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa ở chế độ phun tia h_{cl}, in cột H_2O	0,938	0,942	0,934	PT (7.11)
Thông số n = 0,0231 d_h/A_f	0,115	–	–	PT (7.12)
Chiều cao lớp chất lỏng trong tại chế độ chuyển tiếp từ lớp bọt sang phun tia, h_{ct}, in cột lỏng	1,337	1,359	1,347	PT (7.10)
Thông số C tại điểm sặc đĩa C_{SB}, ft/s	0,267	0,314	0,315	PT (7.9)
Thông số đặc trưng cho tải trọng hơi C_S (tính theo A_N), ft/s	0,173	0,189	–	PT (7.4)
Yếu tố giảm tốc SF	0,9	–	–	Bảng 7.3
Thông số C tại điểm sặc đĩa (đã giảm tốc), C_{SB}^*, ft/s	0,240	0,282	0,284	SF.C_{SB}
% sặc đĩa	72 %	67 %	67 %	(C_s/C_{SB}^*) 100%
Tải trọng lỏng cực đại của kênh chảy truyền Q_{Dmax}, gpm/ft^2	106	131	131	PT (7.89)
Tải trọng lỏng làm việc của kênh chảy truyền Q_D, gpm/ft^2	100	100	100	
%Q_{Dmax}	84 %	84 %	84 %	

Nhận xét:

Đường kính thiết kế của tháp vẫn còn lớn hơn mức cần thiết (trong đoạn chưng, yếu tố tải trọng C_S bằng 67 % yếu tố tải trọng hơi tại điểm sặc đĩa). Tuy nhiên, nếu tiếp tục giảm đường kính của đĩa thì sẽ phải chuyển từ mô hình hai đường đi của lỏng trên đĩa sang mô hình một đường đi của lỏng trên đĩa ở trong đoạn chưng. Khi chuyển mô hình đường đi của lỏng như trên sẽ làm tăng tải trọng của lỏng tính theo một đơn vị chiều dài của ngưỡng chảy tràn lên hai lần (vì chiều dài ngưỡng chảy tràn lỏng khi đó chỉ bằng 1/2 chiều dài của phương án trước) và bằng 15 gpm/in. Tải trọng này vượt quá tải trọng lỏng tối đa cho phép 13 gpm/in (0,0328 m^3/m.s).

Ở trường hợp trên, để có thể kéo dài chiều dài của ngưỡng chảy tràn có thể sử dụng ngưỡng chảy tràn kiểu bẻ quặt về phía sau của đĩa (swept – back) và chấp nhận giảm một phần diện tích sục khí của đĩa. Trong trường hợp này đường kính của tháp có thể giảm từ 6 ft (1,8 m) xuống 5,5 ft (1,7 m). Tuy nhiên, để tránh việc phải tính lặp đi lặp lại nhiều lần, ở đây vẫn sẽ chọn đường kính của tháp D_1 = 6 ft (1,8 m).

Tính kiểm tra sặc đĩa theo phương pháp của Fair.

Để tính kiểm tra năng suất của tháp, ngoài công thức tính điểm sặc đĩa của Kister – Haas, cũng có thể sử dụng các công thức khác (ví dụ như công thức 7.19 của Fair). Khi áp dụng công thức của Fair, không cần phải thính đến hệ số giảm tốc SF vì trong công thức này đã tính đến ảnh hưởng của sức căng bề mặt (yếu tố này sẽ làm giảm tốc đối với các hệ làm việc ở áp suất cao như trong tháp tách propane). Các kết quả tính kiểm tra sặc đĩa xem trong bảng sau.:

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**		**Chú thích**
		$C-S^*$	$S-C^*$	
Lưu lượng dòng lỏng L (tính theo một đường đi của lỏng), lb/h	85.360	92.717	–	Bảng 7.12
Lưu lượng dòng hơi V, lb/h	121.184	129.112	–	Bảng 7.12
Thông số dòng $F_{lt} = \frac{L}{V}\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$	0,21	0,26	–	PT (7.17)
Thông số C tại điểm sặc đĩa, C_{SBf}, ft/s	0,21	0,26	–	PT (7.9)
Tốc độ pha hơi tại điểm sặc đĩa U_{Nf} (tính theo diện tích thực của đĩa A_N), ft/s	0,47	0,45	–	PT (7.19)
Diện tích thực của đĩa, A_N, ft^2	24,5	20,6	–	Bảng 7.13
Tốc độ làm việc của pha hơi U_N, ft/s	0,55	0,48	–	CFS/A_N
% sặc	117 %	107 %	–	$\left(U_N/U_{Nf}\right).100$

Kí hiệu:

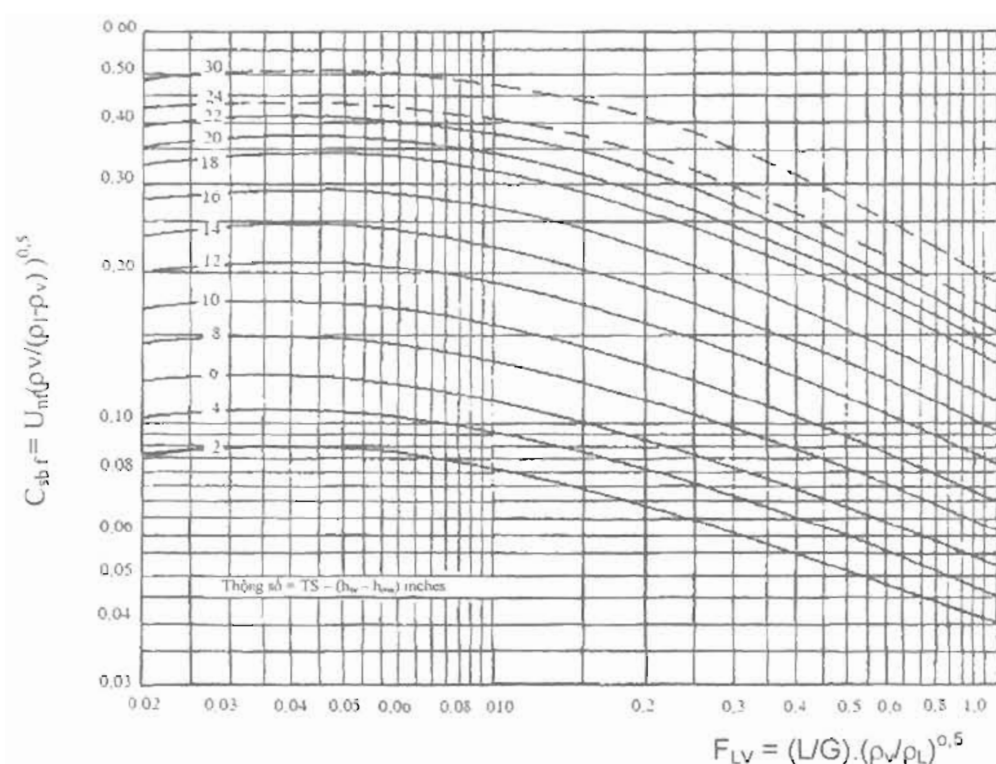
$C-S^*$: Từ tâm đĩa ra thành tháp

$S-C^*$: Từ thành tháp vào tâm đĩa

CFS : Lưu lượng thể tích của dòng hơi, ft^3/s (0,028317 m^3/s).

Nhận xét:

Kết quả tính toán theo phương trình của Fair cho thấy tháp sẽ bị sặc và cần phải tăng đường kính tháp. Như ở trên đã nhận xét, phương trình Fair thường cho kết quả quá thận trọng, đặc biệt cho trường hợp chưng cất ở áp suất cao và lưu lượng dòng lỏng lớn. Nếu như cần phương án thiết kế có độ an toàn cao, đường kính của tháp nên được tăng lên D_T = 6,5 ft (2,0 m). Khi cần một phương án thiết kế bình thường, các kết quả kiểm tra theo phương trình của Fair có thể coi là sự cảnh báo không nên tiếp tục giảm đường kính của tháp (ví dụ xuống D_T = 5,5 ft), và sẽ là hữu ích nếu như kiểm tra sặc đĩa sẽ được thực hiện theo một phương trình khác nữa. Ở đây ta sẽ tiến hành kiểm tra bằng phương trình của Smith và các cộng sự (hình 7.53). Các kết quả tính kiểm tra xem bảng sau đây.



Hình 7.53. Quan hệ của Smith – Dresser – Ohlswager dùng để xác định điểm sặc của đĩa

	Đoạn luyện	*Đoạn chưng*		*Chú thích*
		$C-S^*$	$S-C^*$	
$\frac{GPM}{N_p}\left(\frac{12N_p}{L_W}\right)^{2,5}$	7,86	8,76	5,13	
$L_W/(d_T.N_p)$	0,79	0,79	0,98	
F_W	1,04	1,045	1,005	Hình 7.27
h_{OW}, in	1,78	1,92	1,60	PT (7.41)
Chiều cao tách bọt, SH = TS – (h_w + h_{ow}), in	14,2	20,1	20,4	
Thông số C tại điểm sặc C_{SB}, ft/s	0,185	0,26	0,265	Hình 7.53
Tốc độ pha hơi tại điểm sặc U^*_{Nf}, ft/s	0,593	0,664	0,677	Hình 7.53
Tốc độ pha hơi tại điểm sặc đã giảm tốc, U_{Nf}	0,53	0,60	0,61	$U^*_{Nf}.SF$
Tốc độ làm việc của pha hơi U_N, ft/s	0,55	0,48	0,48	CFS/A_N
% sặc	104 %	80 %	79 %	$\left(U_N/U_{Nf}\right).100$

Ký hiệu:

N_P – Số đường đi của lỏng trên đĩa;

F_W – Hệ số hiệu chỉnh của ngưỡng chảy tràn hình viên phân;

TS – Khoảng cách giữa các đĩa, in;

d_T – Đường kính tháp, in.

Nhận xét:

Các kết quả tính kiểm tra cho thấy kích thước của đoạn chưng đã được thiết kế đúng.

Đối với đoạn luyện, tính kiểm tra lại bằng hai phương pháp cho thấy (đường kính D_T) có vấn đề, và vì vậy để giữ nguyên đường kính của đoạn luyện D_T = 6 ft, cần phải tăng khoảng cách giữa các đĩa (chọn TS = 21 in (530 mm)).

Tổng kết:

Theo phần tính kiểm tra, đường kính của tháp D_T = 6 ft (1,8 m). Bố trí mặt đĩa sẽ vẫn giữ nguyên như tại vòng tính thứ nhất.

Khoảng cách giữa các đĩa:

Đoạn luyện: TS = 21 in (530 mm)

Đoạn chưng: TS = 24 in (610 mm)

Tính kiểm tra thủy lực – vòng lặp thứ hai:

• Chế độ dòng: Do đĩa thường không làm việc ở chế độ phun tia nên tính kiểm tra chế độ dòng trên đĩa sẽ được bắt đầu từ chế độ chuyển tiếp lớp bọt – nhũ tương.

• Để tính chiều cao lớp chất lỏng trên đĩa ở chế độ chuyển tiếp sẽ sử dụng phương trình của Hofhuis – Zuiderweg:

$$h_c = 2{,}08\left(F_{LV}\frac{N_P A_B}{L_W}p\right)^{0,25} . h_w^{0,5}, \text{ in} \qquad (7.90)$$

Ở đây:

p – bước lỗ, in

A_B – diện tích sục khí trên đĩa, ft^2

h_w – chiều cao ngưỡng chảy tràn, in

h_c – chiều cao lớp chất lỏng trong trên đĩa, in

Dưới đây là các kết quả tính xác định chế độ dòng trên đĩa.

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**		**Chú thích**
		C – S*	S – C*	
Thông số dòng F_{LV}	0,21	0,26	0,26	
Chiều cao lớp chất lỏng trong trên đĩa h_c, in cột lỏng	1,71	1,71	1,62	PT (7.90)
Thông số dòng chuyển tiếp $F_{LV}\cdot\frac{N_P A_B}{(L_W h_c)} \geq 0.0208$	0,097	0,12	0,14	PT (7.62)

Nhận xét: Tất cả các thông số dòng trên đĩa đều vượt quá giá trị thông số dòng ở chế độ chuyển tiếp lớp bọt – nhũ tương (0,0208). Vì vậy các kết quả tính kiểm tra trên cho thấy chế độ làm việc trên đĩa là chế độ nhũ tương.

• *Xác định lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi ψ (mol/mol)*

Khối lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi vượt quá mức cho phép thì hoặc đường kính của tháp hoặc khoảng cách giữa các đĩa phải tăng lên. Lượng lỏng tối đa bị cuốn theo dòng hơi thường chấp nhận bằng 0,1 kg lỏng bị cuốn theo hơi trên 1 kg của dòng lỏng, ψ_{max} = 0,1. Khi lượng lỏng bị cuốn theo hơi vượt quá giá trị này thì hiệu suất của đĩa sẽ giảm đáng kể.

Ở chế độ lớp bọt (hoặc chế độ nhũ tương) để dự báo lượng lỏng bị cuốn theo hơi có thể sử dụng phương trình của Fair (hình7.22). Tại tốc độ pha hơi bằng 80 % tốc độ sặc, theo phương trình Fair (hình 7.22) lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi trong đoạn luyện bằng 0,011 và trong đoạn chưng bằng 0,0075. Ngay cả khi làm việc tại chế độ bằng 90 % điểm sặc thì lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi cũng chỉ bằng 0,02 tại các giá trị thông số dòng F_{LV} đã tính được của đoạn chưng và đoạn luyện. Như vậy trong tháp tách propane, vấn đề lỏng bị cuốn theo dòng hơi không ảnh hưởng nhiều đến hiệu suất của đĩa.

• *Thời gian lưu của lỏng trong kênh chảy truyền:*

Tính kiểm tra ở đây nhằm mục đích chỉ ra thời gian lưu biểu kiến của lỏng trong kênh chảy truyền và kiểm tra xem thời gian này có nằm trong giới hạn cho phép hay không (bảng7.6). Các kết quả tính kiểm tra xem bảng sau:

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		C – S*	S – C*	
Diện tích trung bình của kênh chảy truyền lỏng A_D, ft^2	3,8	5,8	3,8	$(A_{DT} + A_{DB})/2$
Khoảng cách giữa các đĩa TS, in	21	24	24	
Thể tích của kênh chảy truyền lỏng V_D, ft^3	6,65	11,6	11,6	$(A_D . TS)/12$
Thời gian lưu t_R, s	7,9	6,1	6,1	$t_R = V_D/L$

Chú thích: 1ft = 12 in;

Theo bảng 7.6 cho hệ có khả năng tạo bọt cao (thiết bị tách propane), thời gian lưu nhỏ nhất của lỏng trong kênh chảy truyền là 5 s. Như vậy thời gian lưu tính được đều lớn hơn giới hạn này.

Trở lực của đĩa:

Trở lực của đĩa được tính theo các phương trình từ (7.27) đến (7.41).

Thông thường trở lực của 1 đĩa nằm trong khoảng (50 ÷ 120) mm cột chất lỏng. Nếu như trở lực của đĩa nằm ngoài khoảng trên, thì nên điều chỉnh lại phần diện tích lỗ trên đĩa, hoặc điều chỉnh lại chiều cao của ngưỡng chảy tràn (nếu như phần trở lực do lớp chất lỏng trên đĩa tạo ra có vai trò quyết định).

1, Trở lực của đĩa khô

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
t/d_h – (chiều dày đĩa/đường kính lỗ)	0,27	0,27	0,27	
Hệ số C_V (hình 7.23)	0,72	0,72	0,72	
Tổng diện tích các lỗ trên đĩa A_h, ft^2	2,07	1,67	1,67	$A_t \cdot A_H$
Tốc độ dòng khí qua lỗ U_h, ft/s	6,56	5,94	5,94	CFS/A_h
Trở lực đĩa khô h_d, in	1,37	1,69	1,69	PT (7.28)

Chú thích: 1 CFS (ft^3/s) = 2,8317 . 10^{-2} m^3/s

2, Trở lực đĩa ướt

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
Chiều cao lớp chất lỏng ở phía trên ngưỡng chảy tràn h_{ow}, in	1,78	1,92	1,60	PT (7.41)
Gradien lỏng ở trên đĩa h_{hg}, in	0	0	0	
Chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa h_c, in	3,78	3,92	3,60	PT (7.40)
Tốc độ pha hơi U_B (Tính theo diện tích sục khí A_B), ft/s	0,656	0,594	0,594	$= U_h.A_f$
Thông số $F_B = U_B \rho_G^{0,5}$	1,03	1,13	1,13	
Yếu tố sục khí β (Khối lượng riêng của lớp bọt)	0,63	0,61	0,61	PT (7.39) Hình7.26a
Trở lực do lớp lòng trên đĩa tạo ra h'_L, in cột lỏng	2,38	2,39	2,20	PT (7.38)

3, Trở lực tổng của đĩa

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		C – S*	S - C*	
Trở lực tổng của đĩa h_t, in cột lỏng	3,75 (95 mm)	4,08 (103 mm)	3,89 (98,8 mm)	PT (7.27)

Nhận xét:

Các kết quả tính kiểm tra cho thấy trở lực của đĩa nằm trong giới hạn cho phép (trong khoảng 50 – 120 mm cột chất lỏng), vì vậy không cần phải bố trí lại các phần diện tích trên mặt đĩa.

Tính kiểm tra chiều cao mức chất lỏng trong kênh chảy truyền

Chiều cao mức chất lỏng trong kênh chảy truyền được xác định từ phương trình cân bằng áp suất (phương trình 7.20):

$$h_{dc} = h_c + h_t + h_{da}$$

Ở đây:

h_{dc} – Chiều cao lớp chất lỏng trong ở kênh chảy truyền;

$h_c = h_w + h_{ow} + h_{hg}/2$ – Chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa;

h_t – Trở lực của đĩa;

h_w – Chiều cao của ngưỡng chảy tràn ở cửa ra của lỏng trên đĩa;

h_{ow} – Chiều cao của lỏng ở phía trên ngưỡng chảy tràn;

h_{da} – Trở lực được tạo ra khi dòng lỏng đi qua khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa. Trở lực h_{da} được tính theo công thức:

$$h_{da} = 0{,}03\ (GPM/100.A_{da})^2, \text{ in cột lỏng} \qquad (7.91)$$

Ở đây A_{da} – diện tích của khe giữa mặt đĩa và mép dưới của kênh chảy truyền lỏng, ft^2;

h_{hg} – Gradien của chiều cao lớp chất lỏng trên đĩa.

Đơn vị đo của các đại lượng của phương trình trên phải cùng thuộc một hệ đơn vị (hoặc mm cột chất lỏng, hoặc in cột chất lỏng ở điều kiện làm việc).

Để đĩa làm việc bình thường, mức chất lỏng đã được sục khí ở trong kênh chảy truyền không được vượt quá tổng chiều cao của khoảng cách giữa các đĩa và chiều cao ngưỡng chảy tràn ($TS + h_w$).

Trong trường hợp mức chất lỏng trong kênh chảy truyền quá cao, cần phải tìm nguyên nhân dẫn đến hiện tượng trên. Nếu nguyên nhân là do trở lực của đĩa khô gây ra thì khi đó cần phải tăng hoặc đường kính của tháp, hoặc khoảng cách giữa các đĩa, hoặc phần diện tích của lỗ trên đĩa. Nếu nguyên nhân là do chiều cao mức chất lỏng trên đĩa gây ra thì cần phải tăng hoặc số đường đi của lỏng trên đĩa, hoặc chiều dài của ngưỡng chảy tràn, hoặc phải giảm chiều cao của ngưỡng chảy tràn. Nếu nguyên nhân là do trở lực khi dòng lỏng đi qua khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa gây ra thì cần phải tăng chiều cao của khe này.

Các kết quả tính chiều cao cột chất lỏng trong kênh chảy truyền của tháp tách propane xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		Kênh chảy truyền viên phân	Kênh chảy truyền ở tâm	
h_t, in	3,75	4,08	3,89	
h_c, in	3,78	3,60	3,92	
A_{da} – diện tích khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa, ft^2	0,59	0,97	1,49	$l_w.h_{cl}$
h_{da}, in: $h_{da} = 0{,}03(GPM/(100.A_{da}))$	1,25	2,29	0,97	PT (7.91)
h_{dc}, in cột lỏng	8,78	9,97	8,78	PT (7.20a)
ϕ_{dc} – khối lượng riêng trung bình của lớp bọt	0,5	0,4	0,4	Bảng 7.4
h'_{dc} – in cột bọt	17,6	24,9	22,0	PT (7.20b)
Khoảng cách giữa các đĩa TS, in	21	24	24	
$TS + h_w$, in	23	26	26	
Tỷ số chiều cao lớp bọt trong kênh chảy truyền /($TS + h_w$), %	77 %	96 %	84 %	

Nhận xét:

• Khi tính chiều cao của cột chất lỏng trong kênh chảy truyền đã sử dụng khối lượng riêng trung bình của lớp bọt theo tiêu chuẩn của Glitsch và Bolls cho hệ có khả năng tạo bọt cao vì vậy không cần phải sử dụng hệ số giảm tốc SF.

• Các kết quả tính toán cho thấy chiều cao lớp bọt trong kênh chảy truyền của đoạn chưng lớn hơn 80 % so với chiều cao của tổng (TS + h_w), vì vậy cần phải giảm chiều cao này. Trong khi đó chiều cao này ở trong đoạn luyện nhỏ hơn 80 %, vì vậy chiều cao mức chất lỏng trong kênh chảy truyền của đoạn luyện là hợp lý.

• Các kết quả tính toán cũng cho thấy khoảng cách giữa các đĩa trong đoạn luyện chọn bằng TS = 21 in hợp lý hơn so với TS = 18 in (khi đó chiều cao lớp bọt trong kênh chảy truyền sẽ bằng 88% của tổng chiều cao (TS + h_w)).

• Ở kênh chảy truyền ở tâm, chiều cao lớp bọt chỉ lớn hơn 80 % một ít, vì vậy chỉ cần tăng chiều cao của khe hở giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa là đủ để giải quyết vấn đề này. Tuy nhiên, bằng phương pháp này chưa chắc có thể giải quyết vấn đề của kênh chảy truyền viên phân trong đoạn chưng (chiều cao lớp bọt ở đây bằng 96 %). Để giải quyết vấn đề chiều cao lớp bọt, trong ví dụ đang xét, cần tăng chiều cao khe hở giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa cho kênh chảy truyền ở tâm lên đến 2,0 in và cho kênh chảy truyền viên phân sẽ là 2,25 in. Đồng thời cần giảm chiều cao ngưỡng chảy tràn cho dòng lỏng đi từ tâm ra thành tháp sẽ giảm xuống mức 1,5 in nhằm giảm trở lực của đĩa.

• Tuy các kết quả tính toán cho thấy không cần tăng chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa ở trong đoạn luyện, nhưng lớp bọt trong kênh chảy truyền ở đoạn luyện sẽ có khả năng làm tắc nghẽn kênh chảy truyền (trở lực do dòng lỏng đi qua khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa tạo ra là khá lớn: 1,25 in). Ngoài ra, khoảng cách giữa các đĩa trong đoạn luyện là tương đối nhỏ, vì vậy để tránh hiện tượng tắc nghẽn dòng nên tăng chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa lên đến 2,0 in.

• Sau khi chọn lại chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa ở trong đoạn luyện, thì chiều cao ngưỡng chảy tràn lỏng và chiều cao khe này bằng nhau (đều bằng 2 in (≈ 50 mm)). Trong khi đó ở trong đoạn chưng, chiều cao ngưỡng chảy tràn lỏng lại thấp hơn chiều cao của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa. Điều này có thể dẫn đến sự lo ngại về vai trò van thủy lực của kênh chảy truyền lỏng (dòng hơi không được phép đi qua kênh chảy truyền lỏng). Tuy nhiên, trong thực tế khi tải trọng lỏng của đĩa cao, vẫn thường sử dụng ngưỡng chảy tràn lỏng có chiều cao thấp hơn chiều cao của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa (như trường hợp đang xét ở đây).Thực tế cho thấy khi trở lực của đĩa lớn, chiều cao của lớp lỏng trên đĩa đủ để đảm bảo cho chiều cao của lỏng trong kênh chảy truyền đủ khả năng để lấp được khoảng trống giữa ngưỡng chảy tràn và mép dưới của thành kênh chảy truyền lỏng. Trong ví dụ đang xét trong kênh chảy truyền có quá nhiều lỏng (chiều cao của lỏng trong kênh chảy truyền trong đoạn chưng của tháp chiếm hơn 80 % tổng chiều cao (TS + h_w)). Tuy nhiên cũng cần phải tiến hành kiểm tra chiều cao của lỏng trong kênh chảy truyền ở tại tải trọng nhỏ nhất của dòng hơi và dòng lỏng để có thể đảm bảo chắc chắn là chiều cao này phải lớn hơn chiều cao của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền lỏng và mặt đĩa ít nhất 2 in (≈ 50 mm).

Tổng kết: Các kết quả sau vòng tính lặp thứ hai:

1. Chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền hình viên phân và mặt đĩa trong đoạn luyện và kênh chảy truyền ở tâm đĩa của đoạn chưng h_{cl} = 2 in (≈ 50 mm).

2. Trong đoạn chưng, chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền hình viên phân và mặt đĩa h_{cl} = 2,25 in (≈ 57 mm).

3. Trong đoạn chưng, chiều cao ngưỡng chảy tràn cho dòng lỏng đi từ tâm đĩa ra thành tháp h_w ≈ 1,5 in (≈ 38 mm).

7.3.6. Vòng tính lặp thứ ba

Tại vòng tính lặp thứ ba vẫn giữ nguyên bố trí mặt đĩa như tại vòng tính lặp thứ hai nhưng với những thay đổi về chiều cao ngưỡng chảy tràn và chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa như trong phần tổng kết ở trên. Ngoài ra, khoảng cách giữa các đĩa trong đoạn luyện cũng tăng từ 18 in lên 21 in (≈ 530 mm).

Trong vòng tính lặp thứ ba, lưu lượng các dòng lỏng và dòng hơi cũng như các tính chất vật lý của hệ vẫn sẽ được lấy từ bảng 7.12 Các thông số của đĩa được lấy từ bảng 7.13.

Một số các đại lượng được giữ không đổi như tại vòng tính lặp thứ hai sẽ được dẫn trong bảng dưới đây:

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		C – S*	***S – C****	
Thông số đặc trưng cho tải trọng hơi (tính theo A_N) C_S, ft/s	0,173	0,189	0,189	
Yếu tố giảm tốc SF	0,9	0,9	0,9	
Thông số dòng F_{LV}	0,21	0,26	0,26	
Tải trọng lỏng làm việc của kênh chảy truyền Q_D, gpm/ft²	100	110	110	
Tốc độ của pha hơi (tính theo diện tích sục khí A_B) U_B, ft/s	0,656	0,594	0,594	
Tốc độ của pha hơi (tính theo diện tích thực của đĩa A_N) U_N, ft/s	0,55	0,48	0,48	
U_h – tốc độ của pha hơi trong lỗ đĩa, ft/s	6,56 (2m /s)	5,94 (1,8 m/s)	5,94 (1,8 m/s)	

Kiểm tra sặc đĩa

1. Kiểm tra theo phương trình Kister – Haas (7.9)

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		C – S*	S – C*	
	Lần tính mới	Không thay đổi so với lần tính trước	Không thay đổi so với lần tính trước	
h_{cl} – chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa, in	1,337			
C^*_{SB} – Thông số C tại điểm sặc, ft/s	0,288			PT (7.8)
C_{SB} – Thông số C tại điểm sặc (đã giảm tốc), ft/s	0,260			
% sặc	67 %	67 %	67 %	$(C_S/C_{SB}).100$

2. Kiểm tra khả năng tắc nghẽn kênh chảy truyền lỏng theo phương trình Koch (7.89):

Trình tự tính kiểm tra được thực hiện như tại vòng tính lặp thứ nhất.

Kết quả tính toán kiểm tra xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		C – S*	S – C*	
	Lần tính mới	Không thay đổi so với lần tính trước	Không thay đổi so với lần tính trước	
t_R – thời gian lưu, s	5,7			Hình (7.52)
Q_{Dmax}, gpm/ft^2	124			PT (7.89)
% Q_{Dmax}	81 %	84 %	84 %	$(Q_D/Q_{Dmax}).100$

Chú thích:

1 gpm/ft^2 = 0,68.10^{-3} m/s;

1 ft = 12 in.

3. Kiểm tra sặc đĩa theo phương trình Fair (7.19):

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		C – S*	S – C*	
	Lần tính mới	Không thay đổi so với lần tính trước	Không thay đổi so với lần tính trước	
C_{SB} – Thông số C tại điểm sặc, ft/s	0,25	0,26	0,26	Hình 7.19,PT (7.18)
U_N, ft/s	0,55	0,48	0,48	
U_{Nf} – tốc độ của pha hơi (tính theo A_N), ft/s	0,56	0,45	0,45	PT (7.19)
% sặc	98 %	107 %	107 %	$(U_N/U_{Nf}).100$

4. Kiểm tra sặc đĩa theo phương trình Smith (hình7.53)

Theo phương trình của Smith, thông số C tại điểm sặc C_{SB} được xác định theo đồ thị trên hình 7.53 sau khi tính được giá trị của thông số dòng F_{LV}. Phương trình của Smith không tính đến ảnh hưởng của sức căng bề mặt. Các đại lượng C_{SB} và tốc độ dòng hơi tại điểm sặc U_f theo phương trình Smith đều tính theo diện tích thực của đĩa A_N (hình 7.53). Chiều cao của lỏng ở phía trên ngưỡng chảy tràn h_{ow} được tính theo công thức (7.41).

Các kết quả tính kiểm tra sặc đĩa theo phương trình Smith xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		C – S*	S – C*	
	Lần tính mới	Giá trị tính mới	Không thay đổi so với lần tính trước	
h_{ow} – chiều cao của lỏng ở phía trên ngưỡng chảy tràn, in	1,78	1,92	1,92	
SH = (TS + h_u) – chiều cao tách bọt của đĩa, in	17,2	20,6	Không thay đổi	
C_{SB} – Yếu tố C tại điểm sặc, ft/s	0,245	0,27	Không thay đổi	
U_{Nf}^* – tốc độ hơi tại điểm sặc, ft/s	0,785	0,69	Không thay đổi	
U_{Nf} – tốc độ hơi tại điểm sặc (đã giảm tốc), ft/s	0,71	0,62	Không thay đổi	U_{Nf}^*. SF
% sặc	78 %	77 %	79 %	$(U_N/U_{Nf}).100$

Nhận xét: Phương trình Smith dùng để kiểm tra sặc đĩa tỏ ra ít nghiêm ngặt hơn so với phương trình của Fair.

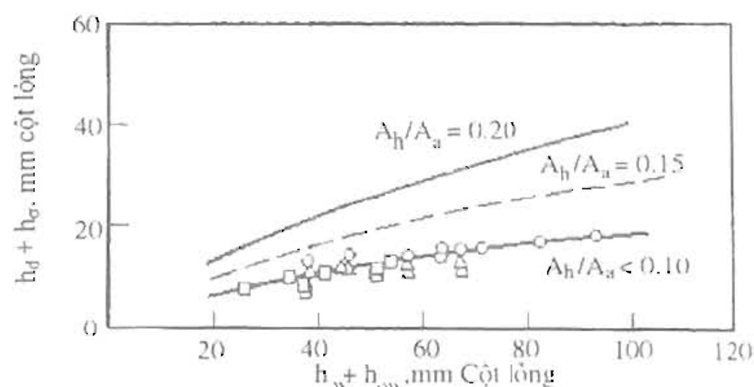
• *Chế độ làm việc.* được xác định theo phương trình của Hofhuis – Zuiderweg. Các kết quả tính toán xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		C – S*	S – C*	
	Không thay đổi so với lần tính trước	Giá trị tính mới	Không thay đổi so với lần tính trước	
F_{LV} – thông số dòng	0,21	0,26	0,26	
h_c – Chiều cao lớp chất lỏng trong trên đĩa, in cột lỏng (theo Hofhuis)	1,71	1,48	1,62	PT (7.90)
Thông số dòng chuyển tiếp $F_{LV}.N_P.A_B/L_W.h_c$	0,097	0,105	0,14	đều > 0,0208
Chế độ	Nhũ tương	Nhũ tương	Nhũ tương	

Phần lỏng bị cuốn theo dòng hơi ψ (mol/mol): Được xác định theo phương trình của Fair. Kết quả tính toán xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		C – S*	S – C*	
ψ – Xác định theo % sặc (theo phương trình Kister – Haas)	0,0065	0,0048	0,0048	Hình 7.30
ψ – Xác định theo % sặc (theo phương trình của Fair)	0,0095	0,0070	0,0075	Hình 7.22

Nhận xét: Lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi ở chế độ nhũ tương đã chọn $\psi << \psi_{max} = 0,1$.



Hình 7.54. Đồ thị của Fair dùng để xác định điểm rò rỉ lỏng qua lỗ

A_h – Diện tích lỗ; A_a – Diện tích làm việc của đĩa

- Thời gian lưu của dòng lỏng trong kênh chảy truyền t_R:

	Đoạn luyện	*Đoạn chưng*		*Chú thích*
		C – S*	S – C*	
	Không thay đổi so với lần tính trước	Không thay đổi so với lần tính trước	Không thay đổi so với lần tính trước	
t_R – Thời gian lưu của lỏng trong kênh chảy truyền, s	7,9	6,1	6,1	Hình 7.52
t_{Rmin} – Thời gian lưu tối thiểu của lỏng trong kênh chảy truyền, s	5,0	5,0	5,0	Bảng 7.6

- *Trở lực của đĩa:*

	Đoạn luyện	*Đoạn chưng*		*Chú thích*
		C – S*	S – C*	
1) h_d – Trở lực đĩa khô, in	1,37	1,69	1,69	Không thay đổi
2) Trở lực đĩa ướt – h_{hg}: gradien thủy lực, in cột lỏng	0	0	0	Không thay đổi
– β:– Yếu tố sục khí	0,63	0,61	0,61	Hình 7.26b
– h_c: chiều cao lớp chất lỏng trong ở trên đĩa, in cột lỏng	3,78	3,42	3,60	
– h'_l: Trở lực do lớp lỏng bị sục khí trên đĩa tạo ra, in cột lỏng	2,38	2,09	2,20	$h'_l = \beta.h_c$
3) h_t: Tổng trở lực của đĩa, in cột lỏng	3,75	3,78	3,89	$h_t = h_a + h'_l$

• *Tính kiểm tra chiều cao mức chất lỏng trong kênh chảy truyền:*

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**		**Chú thích**
		Kênh chảy truyền viên phân	Kênh chảy truyền ở tâm đĩa	
A_{da} – Diện tích khe hở giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa, ft^2	0,79	1,46	1,99	$L_w.h_{cl}$
h_t – Trở lực của đĩa, in	3,75	3,78	3,89	
h_{da} – Trở lực khi dòng lỏng đi qua khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa, in cột lỏng	0,70	1,02	0,55	PT (7.44)
h_{dc} – Chiều cao cột chất lỏng trong ở trong kênh chảy truyền, in cột lỏng	8,23	8,40	7,86	PT (7.20a)
Φ_{dc} – Khối lượng riêng trung bình của lớp lỏng đã được sục khí	0,5	0,4	0,4	Bảng 7.7
h'_{dc} – Chiều cao lớp bọt trong kênh chảy truyền, in lớp bọt	16,5	21,0	19,7	PT (7.20b)
HS = TS + h_w, in	23	25,5	26	
Chiều cao lớp bọt trong kênh chảy truyền, %	72 %	82 %	76 %	$\left(h'_{dc}/HS\right).100$

Tổng kết:

• Kết quả tính kiểm tra đĩa của vòng tính thứ ba thỏa mãn tốt tất cả các tiêu chuẩn thủy lực

• Năng suất của tháp sẽ bị giới hạn bởi nguy cơ sặc của kênh chảy truyền hình viên phân ở trong đoạn chưng

• Tất cả các đĩa của tháp sẽ làm việc ở chế độ nhũ tương

• *Kiểm tra khoảng làm việc của đĩa* (dựa vào các kết quả của vòng tính thứ ba):

Để tiến hành tính kiểm tra khoảng làm việc của đĩa sẽ sử dụng các thông số sắp xếp bề mặt đĩa đã được tổng kết trong bảng 7.13 và các kết quả của vòng tính thứ ba.

Các đĩa có năng suất thấp nhất của tháp tách propane sẽ là đĩa số 8 và thứ 9 (bảng 7.12). Trong ví dụ đang xét, năng suất thấp nhất của tháp được yêu cầu tính bằng 60 % năng suất thiết kế, nên lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi trên các đĩa thứ 8 và đĩa thứ 9 sẽ được nhân với hệ số 0,6 và sau đó các lưu lượng này sẽ được dùng cho kiểm tra khoảng làm việc của tháp. Các kết quả tính kiểm tra khoảng làm việc của tháp xem bảng sau:

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		C – S*	S – C*	
Lưu lượng dòng hơi (CFS), ft^3/s	7,836	4,577	4,577	0,6.CFSmin
Lưu lượng dòng lỏng (GPM), gpm	182	359	359	0,6.GPMmin
Tốc độ dòng hơi U_B, ft/s	0,379	0,274	0,274	CFS/A_B
Tốc độ hơi đi trong lỗ đĩa, U_h, ft/s	3,79	2,74	2,74	CFS/A_h
Lưu lượng dòng lỏng L (tính theo một đường đi của lỏng), lb/h	44.100	41.750	41.750	0,6.Lmin
Lưu lượng dòng hơi V, lb/h	65.590	49.710	49.710	0,6.Vmin
Thông số dòng F_{LV}	0,19	0,27	0,27	
Thông số F_h của lỗ $F_h = U_h\sqrt{\rho_v}$	5,78	4,76	4,76	PT (7.3)
Thông số $F_B = U_B\sqrt{\rho_v}$	0,578	0,476	0,476	PT (7.3)
Tải trọng lỏng Q_L, gpm/in	3,216	3,168	2,555	PT (7.5)

Chú ý:

- 1 $ft^3/s = 0,0283\ m^3/s$
- 1 gpm = $6,309.10^{-5}\ m^3/s = 0,227\ m^3/h$
- 1 ft = 0,3048 m
- 1 lb = 0,45359 kg

- *Kiểm tra điểm rò rỉ lỏng qua lỗ*

Nếu như các đĩa làm việc ở phía trên điểm rò rỉ lỏng qua lỗ và ở trong phạm vi khoảng làm việc của đĩa thì việc tiến hành kiểm tra phần lỏng bị rò rỉ qua lỗ đĩa có thể sẽ không cần thiết.

Tính kiểm tra điểm rò rỉ lỏng sẽ được tiến hành dựa và phương trình của Fair (hình 7.54). Trình tự và kết quả tính kiểm tra điểm rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa xem bảng sau:

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		C – S*	S – C*	
$\frac{GPM}{N_P}\left(\frac{12N_P}{L_W}\right)^{2,5}$	3,77	3,70	2,16	
$L_B/(12D_t N_P)$	0,79	0,79	0,98	1 ft = 12 in $D_t = 12D_T$
F_W (hệ số hiệu chỉnh chiều dài L_W)	1,025	1,025	1,005	Hình 7.27
h_{ow}, in	1,07	1,06	0,90	PT (7.41)
$(h_w + h_{ow})$, in	3,07	2,56	2,90	
t_t/d_h	0,27	0,27	0,27	
C_v (Hệ số thất dòng)	0,72	0,72	0,72	Hình 7.23

K (hệ số trong phương trình tính trở lực đĩa khô)	0,359	0,359	0,359	PT (7.28)
h_d – trở lực của đĩa khô, in	0,40	0,28	0,28	PT(7.28)
h_σ – trở lực do tạo bọt hơi, in	0,01	0,01	0,01	PT (7.91)
$(h_d + h_\sigma)$, in	0,41	0,29	0,29	
$(h_d + h_\sigma)^*$ tại điểm rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa, in	0,64	0,6	0,62	Hình 7.54
% tải trọng hơi tại điểm rò rỉ lỏng	80 %	69 %	68 %	$\left(\frac{(h_d + h_\sigma)}{(h_d + h_\sigma)^*}\right)^{0,5}$

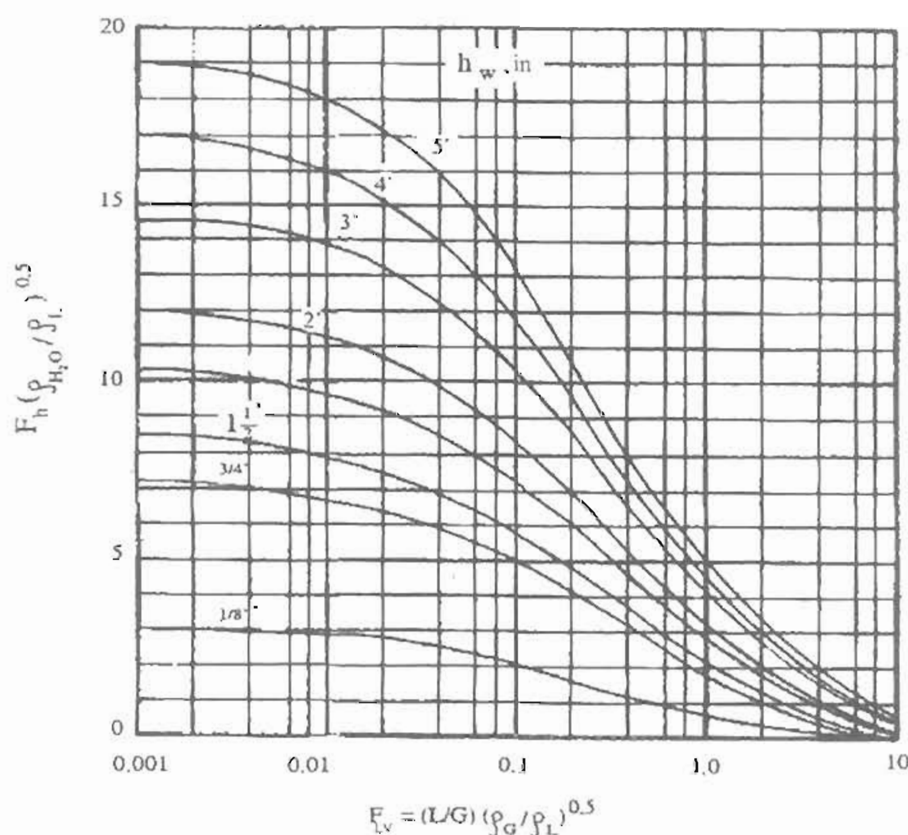
Chú ý: Trở lực do tạo bọt hơi được tính theo công thức:

$$h_\sigma = \frac{0,04}{\rho_L . d_h} . \sigma, \; in \qquad (7.91a)$$

Ở đây: $\rho_L \left(lb/_{ft^3} \right)$ – Khối lượng riêng của lỏng;

d_h (in)- đường kính lỗ;

$\sigma \left(dyn/_{cm} \right)$ - sức căng bề mặt.



Hình 7.55. Phương trình Prince – Chan dùng để xác định điểm tuột lỏng qua lỗ đĩa

Nhận xét

Các kết quả tính kiểm tra theo phương trình Fair (hình 7.54) cho thấy ở điều kiện giới hạn dưới của khoảng làm việc của đĩa sẽ có hiện tượng rò rỉ lỏng qua lỗ $(h_d + h_\sigma) < (h_d + h_\sigma)^*$, vì vậy cần phải tính kiểm tra điểm tuột lỏng qua lỗ (tại điểm tuột lỏng qua lỗ – toàn bộ lỏng đi vào đĩa sẽ đi qua lỗ xuống đĩa dưới và không đi qua kênh chảy truyền lỏng) và tính phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa.

- *Tính kiểm tra tuột lỏng qua lỗ đĩa*

Để tính kiểm tra điểm tuột lỏng sẽ sử dụng phương trình Prince – Chan (hình 7.55). Để tính kiểm tra sẽ sử dụng yếu tố tải trọng hơi qua lỗ đĩa $F_h = U_h\sqrt{\rho_v}$, với U_h – tốc độ của hơi đi qua lỗ đĩa.

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**		**Chú thích**
		C – S*	S – C*	
F_{LV} – Thông số dòng	0,19	0,27	0,27	
$F_h^*.\left(\rho_{H_2O}/\rho_L\right)^{0,5}$ tại điểm tuột lỏng qua lỗ	7,0	5,4	6,2	Hình 7.55
F_h^* – tại điểm tuột lỏng qua lỗ	4,86	3,68	4,23	Hàng trên x $\left(\rho_L/\rho_{H_2O}\right)^{1/2}$
F_h – Thông số F của lỗ ở điều kiện thiết kế	5,78	4,76	4,76	Xem ở bảng phía trên
% điểm tuột lỏng	119 %	129 %	113 %	$\left(F_h/F_h^*\right).100$

Nhận xét:

Các kết quả tính kiểm tra cho thấy tuột lỏng qua lỗ đĩa sẽ không xảy ra $(F_h > F^*_h)$ ở cả trong đoạn luyện và đoạn chưng. Tuy nhiên các đĩa ở cả trong đoạn chưng và đoạn luyện đều làm việc ở gần điểm tuột lỏng qua lỗ đĩa, và vì vậy lượng lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa nhiều khả năng sẽ vượt quá mức cho phép. Kết quả dự đoán này phù hợp với kết quả dự đoán theo phương trình Fair ở trên: hai đoạn chưng và đoạn luyện của tháp làm việc ở vùng dưới nhiều so với điểm rò rỉ lỏng.

- *Tính phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa* Đối với các hệ làm việc ở áp suất cao P > 11 at (> 165 psi) để tính phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa có thể dùng phương trình Hsieh – McNulty. Đại lượng chiều cao lớp chất lỏng trong h_c có trong phương trình Hsieh – McNulty có thể tính theo phương trình của Colwell (7.47):

$$h_c = \phi_f\left[0,527\left(\frac{Q_l(1-f_w)}{C_d\phi_f}\right)^{2/3} + h_w\right]$$

Ở đây, ϕ_f được tính theo phương trình (7.51) và các phương trình sau:

$$\eta = 12,6.F_r^{0,4}\left(\frac{A_B}{A_h}\right)^{0,25}$$

$$\phi_f = \frac{1}{\eta+1}$$

Và chuẩn số Frút $F_r^{0,4} = 0,37\dfrac{\rho_V U_H^2}{h_c(\rho_L - \rho_V)}$

Đại lượng f_w trong phương trình Colwell bằng tỷ số giữa lưu lượng dòng lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa (W) trên lưu lượng tổng cộng của dòng lỏng đi vào đĩa (GPM) (phương trình (7.53)):

$$f_w = \frac{W}{GPM}$$

Đại lượng C_d được tính theo phương trình (7.48):

$$C_d = 0,61 + 0,08\frac{h_{fow}}{h_w} < 8,135, \quad \text{với} \quad \frac{h_{fow}}{h_w} < 8,135$$

$$C_d = 1,06\left(1 + \frac{h_w}{h_{fow}}\right)^{1,5}, \quad \text{với} \quad \frac{h_{fow}}{h_w} > 8,135$$

$$h_{fow} = h_f - h_w$$

Ở đây:

h_f – Chiều cao lớp bọt trên đĩa, in;

h_{fow} – Chiều cao lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn, in.

Như ở phần trên đã giải thích, để tính được chiều cao chất lỏng trong ở trên đĩa h_c cần phải tính lặp một số vòng vì các đại lượng h_c và khối lượng riêng của lớp bọt ϕ_f phụ thuộc lẫn nhau. Ngoài ra, do phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa f_w cũng phụ thuộc vào chiều cao h_c, nên cũng cần sử dụng phương pháp lặp để tính toán.

Chú ý: Các đại lượng trong phương trình Colwell đều có đơn vị đo trong hệ đơn vị đo của Anh

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***		***Chú thích***
		$C-S^*$	$S-C^*$	
Vòng tính lặp thứ nhất h_c, in	1,5	1,5	1,5	Giả thiết
Z – chiều dài đặc trưng $Z = \frac{h_c^{1.5}}{(12d_H^{0,5})}$, ft	0,217	0,217	0,217	PT (7.58)
J_G^* – tốc độ hơi không thứ nguyên	0,415	0,353	0,353	PT (7.56)
J_L^* – Tốc độ rò rỉ lỏng qua lỗ không thứ nguyên	0,0056	0,0102	0,0102	PT (7.57)
W – Lưu lượng lỏng rò rỉ qua lỗ, gpm	13,21	19,14	19,14	PT (7.45 a,b)
f_w – phần lỏng rò rỉ qua lỗ	0,073	0,053	0,053	PT (7.53)
Fr – chuẩn số Froude	0,00296	0,00215	0,00215	PT (7.46)
η	2,182	1,919	1,919	PT (7.50)
ϕ_f – khối lượng riêng của lớp bọt	0,314	0,343	0,343	PT (7.51)
h_f – chiều cao lớp bọt, in	4,77	4,38	4,38	$h_c = \phi_f.h_f$
h_{fow} – chiều cao lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn, in	2,77	2,88	2,38	PT (7.49)
h_{fow}/h_w	1,39	1,92	1,19	
C_d	0,72	0,76	0,71	PT (7.48)
h_c, in	1,55	1,44	1,52	PT (7.47)

Nhận xét:

Sau vòng tính lặp thứ nhất, chiều cao lớp chất lỏng trong trên đĩa h_c hầu như trùng với các giá trị giả thiết tại thời điểm đầu của h_c. Như vậy với độ chính xác hợp lý có thể coi vòng tính lặp thứ nhất đã hội tụ.

Kết quả tính toán cho thấy phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa khá nhỏ (f_w < 0,07<f_{wmax} = 0,1). Kết quả này không phù hợp với các kết quả tính kiểm tra điểm tuột lỏng qua lỗ của đĩa (điểm làm việc của đĩa gần với điểm tuột lỏng qua lỗ đĩa) và cũng không phù hợp với kết quả tính kiểm tra rò rỉ của đĩa (điểm làm việc nằm khá xa phía dưới điểm rò rỉ lỏng (≈ 68 % tải trọng hơi tại điểm rò rỉ lỏng)).

Colwell và O'Bara cho rằng phương trình dùng để xác định lưu lượng dòng lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa ở áp suất cao của Lockett và Banik là quá chặt chẽ. Phương trình này đã được Colwell và O'Bara cải biên và khi áp dụng cho vùng áp suất cao cho các kết quả hữu ích và chặt chẽ. Phương trình này có dạng:

$$\frac{W}{A_h} = \frac{1,841}{Fr_h^{1,533}} \qquad (7.91b)$$

Ở đây Fr_h – chuẩn số Froude tính theo tốc độ dòng hơi đi qua lỗ đĩa U_h:

$$Fr_h = 0,373\frac{\rho_v U_h^2}{h_c(\rho_l - \rho_v)}$$

Các kết quả tính phần lỏng rò rỉ qua lỗ theo phương trình Lockett – Banik cải biên ở trên xem bảng sau:

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		$C-S^*$	$S-C^*$	
Fr_h – Chuẩn số Froude	0,289	0,226	0,214	
W – Lượng lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa, gpm	26,5	30,1	32,7	PT (7.91b)
f_w – phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa	0,14	0,084	0,091	PT (7.53)

Nhận xét:

- Các kết quả tính kiểm tra theo phương trình Lockett – Banik cải biên khẳng định các kết qua dự đoán phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa theo phương trình của Hsieh – McNulty, và như dự đoán, các kết quả này chặt chẽ hơn so với các kết quả nhận được theo phương trình Hsieh – McNulty.
- Phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa là nhỏ và vì vậy có thể chấp nhận được. Kết luận này có thể coi là thích hợp vì tải trọng nhỏ nhất dùng để tính kiểm tra ở đây chỉ bằng khoảng 50 % tải trọng lớn nhất. Như vậy khoảng làm việc (tỷ số giữa tải trọng cực đại trên tải trọng cực tiểu) ở đây là 2 :1 có thể đạt được cho đĩa loại lỗ.
- *Kiểm tra mức độ kín của kênh chảy truyền lỏng (van thủy lực)*

Ở phía trước đã chấp nhận chiều cao của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa lớn hơn chiều cao của ngưỡng chảy tràn h_w. Để kênh chảy truyền lỏng có thể làm việc bình thường ở trong khoảng làm việc của đĩa thì chiều cao chất lỏng trong ở trong kênh chảy truyên phải cao hơn chiều cao của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa ít nhất 50 mm (2 in). Phía dưới đây sẽ tiến hành tính kiểm tra điều kiện này.

	Đoạn luyện	Đoạn chưng		Chú thích
		$C-S^*$	$S-C^*$	
h_{hg} – gradien lỏng trên đĩa, in	0	0	0	
$h_L = h_{ds}$ – chiều cao lớp lỏng trong trên đĩa, in	3,07	2,56	2,90	PT (7.40)
β – Yếu tố sục khí	0,71	0,74	0,74	Hình 7.26b
h'_l – chiều cao lớp chất lỏng trong ở chế độ chuyển tiếp lớp bọt sang phun tia, in	2,18	1,89	2,15	$h'_l = \beta.h_c$
h_t – Trở lực của đĩa, in	2,58	2,17	2,43	PT (7.27)
A_{da} – diện tích của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa, ft^2	0,79	1,46	1,99	$l_w.h_{cl}$
h_{da} – trở lực do dòng lỏng tạo ra khi đi qua khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa, in	0,16	0,18	0,10	PT (7.44)
h_{dc} – chiều cao lớp chất lỏng trong ở trong kênh chảy truyền, in	5,81	5,25	5,09	PT (7.20a)
$h_{dc} - h_{cl}$, in	3,81	3,00	3,09	

Nhận xét:

Các kết quả tính toán cho thấy ở điều kiện nằm trong khoảng làm việc của đĩa, chiều cao mức chất lỏng trong kênh chảy truyền cao hơn chiều cao khe hở giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa hơn 50 mm (~ 2 in). Như vậy kênh chảy truyền sẽ làm việc bình thường.

7.3.7 Nhận xét tổng kết về quan điểm thiết kế

Ví dụ thiết kế xét ở phía trên cho thấy khó khăn lớn nhất thường gặp phải khi thiết kế tháp loại đĩa chính là các kết quả tính dự đoán theo các phương trình khác nhau thường khác nhau. Ba phương trình dùng để dự đoán sặc đĩa do lỏng bị cuốn theo hơi cho các kết quả rất khác nhau (sai khác giữa các kết quả tính theo các phương trình khác nhau đạt tới mức 50 – 60 %).

Sự không nhất quán về các kết quả tính theo các phương trình khác nhau cũng gặp trong trường hợp xác định điểm rò rỉ và điểm tuột lỏng qua lỗ đĩa.

Sự không nhất quán trên xuất phát từ việc các phương trình dùng để dự đoán thường được xây dựng trên cơ sở kết hợp kinh nghiệm với các mô hình dự đoán. Những hiểu biết của chúng ta hiện tại về thủy động lực học của đĩa còn cần phải được hoàn thiện rất nhiều trước khi đưa ra được các mô hình có độ tin cậy cao trong việc dự đoán khả năng làm việc của đĩa nếu chỉ dựa vào các nguyên lý căn bản của khoa học.

Trong khi đó, người thiết kế buộc phải đưa ra được phương án thiết kế tốt nhất có thể ở ngay thời điểm hiện tại, khi chỉ dựa vào các thông tin kinh nghiệm hiện có. Để bản thiết kế có độ an toàn cao nhất, thì phải dựa vào các phương pháp tính toán có mức độ thận trọng nhất. Trong một số trường hợp quan điểm thiết kế trên cũng sẽ là quan điểm tốt nhất. Quyết định có chọn các kết quả có độ an toàn cao hay không còn phụ thuộc vào hậu quả của các sai sót của phương án thiết kế, vào cái giá phải trả cho độ an toan khi thiết kế, và vào độ tin cậy khi dự đoán các thông số của đĩa. Ví dụ, diện tích chảy truyền lỏng ở ví dụ đang xét ở trên cũng đã được thiết kế khá thận trọng (để đảm bảo mức độ an toàn nhất định). Trong thực tế khi đĩa làm việc ở áp suất cao, hoặc khi lưu lượng dòng lỏng lớn, kênh chảy truyền thường là vị trí có khả năng tắc nghẽn lỏng cao (nút thắt cổ chai), vì vậy nếu thiết kế kênh chảy truyền

quá chặt chẽ sẽ có khả năng dẫn đến tắc nghẽn sớm kênh chảy truyền. Khi đó hậu quả của các sai sót trong thiết kế kênh chảy truyền có thể sẽ rất trầm trọng. Như vậy, do những hiểu biết về thủy động lực học của kênh chảy truyền còn chưa hoàn chỉnh, khi thiết kế nên sử dụng các quan điểm thiết kế có mức độ chặt chẽ không cao. Hơn thế nữa, khi chấp nhận kích thước của kênh chảy truyền lỏng tăng lên, thì giá thành của kênh chảy truyền cũng sẽ tăng lên không nhiều. Chính vì vậy sau khi đã cân nhắc kỹ giữa cái lợi và cái bất lợi, thì việc chọn phương án thiết kế dư kích thước của kênh chảy truyền lỏng sẽ là quyết định đúng đắn.

Trong hai trường hợp khác khi tiến hành thiết kế đã chọn các kết quả không thật chặt chẽ: cụ thể đó là các trường hợp dự đoán điểm rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa và dự đoán sặc đĩa do lỏng bị cuốn theo dòng hơi. Trong trường hợp điểm lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa, các kết quả không nhất quán khi dự đoán điểm rò rỉ lỏng có thể giải quyết bằng giải pháp chọn phương án có giá thành thấp là chuyển từ đĩa loại lỗ sang loại đĩa van. Chuyển từ đĩa loại lỗ sang đĩa loại van là một quyết định thiết kế rất có lý. Tuy nhiên cũng nên nhớ rằng hai phương pháp đã sử dụng ở đây để kiểm tra tốc độ rò rỉ lỏng qua lỗ đĩa đã được thử nghiệm trong thực tế ở áp suất cao. Hơn nữa hậu quả của những sai sót trong dự đoán này ít ra có thể tạm thời chấp nhận được và nếu sau đó cần chuyển sang đĩa loại van thì cũng sẽ không quá tốn kém. Mặt khác, khi nói về dự đoán sặc đĩa do lỏng bị cuốn theo hơi thì sẽ có nhiều vấn đề không chắc chắn Cho nên, nếu dự đoán quá thận trọng về sặc đĩa sẽ làm tăng đáng kể kích thước thiết kế của tháp và kèm theo đó sẽ làm tăng đáng kể giá thành của tháp. Vì vậy sau khi xem xét kỹ các hạn chế của các phương trình dùng để dự đoán sặc đĩa đã sử dụng, đã có cơ sở tốt để tin rằng là sẽ không cần thiết phải sử dụng các phương trình chặt chẽ nhất cho dự đoán sặc đĩa. Cũng cần phải lưu ý đến các nhận xét là đối với các tháp làm việc ở áp suất cao, năng suất thường bị giới hạn bởi các kênh chảy truyền chứ không phải do lỏng bị cuốn theo hơi gây sặc đĩa. Đây lại thêm một nguyên nhân nữa cho thấy không cần thiết phải sử dụng các phương trình quá thận trọng trong việc dự đoán sặc đĩa.

Ví dụ thiết kế ở trên cũng đã trình bày phương pháp tối ưu hóa các đoạn của tháp khi năng suất của các đoạn này còn dư (cụ thể trong trường hợp này là đoạn luyện). Ở những trường hợp như thế này, bước đầu tiên là tiến hành giảm phần dư năng suất của tháp đến mức nhỏ nhất bằng cách giảm bớt khoảng cách giữa các đĩa. Kết quả là sẽ giảm được chiều cao của tháp và đồng thời sẽ giảm được giá của tháp. Tại bước thứ hai, cần phải hiệu chỉnh thiết kế của đĩa để tạo ra một khoảng dự trữ có thể so với khả năng tắc nghẽn có thể xảy ra (so với trạng thái nút cổ chai), ví dụ như bằng cách chung nhất là tăng kích thước của kênh chảy truyền, và bằng cách tăng chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa.

Trong thời gian tồn tại của tháp, các lưu lượng đầu vào, các tải trọng và các yêu cầu về năng suất của tháp sẽ phải thay đổi để đáp ứng yêu cầu của thực tế. Do đó, một bản thiết kế tốt của đĩa phải tính trước được các khả năng thay đổi trên nhằm loại bỏ được các khả năng tắc nghẽn dòng trong tương lai (tránh được các vị trí nút cổ chai) mà không phải trả giá bằng các chi phí lớn. Khắc phục hiện tượng tắc nghẽn dòng (hiện tượng nút cổ chai) trong tương lai càng ngày sẽ càng đắt đỏ hơn.

Trong thực tế, tối ưu hóa các đoạn tháp còn dư năng suất là một phần của quy trình thiết kế đĩa nhưng thường bị bỏ qua. Hy vọng ví dụ vừa xét ở trên sẽ làm tăng thêm sự quan tâm của người thiết kế đến khía cạnh có nhiều ý nghĩa này.

- *Tổng kết các thông số đĩa đã thiết kế*
- Đường kính tháp D_T: 1,83 m (6 ft)
- Khoảng cách giữa các đĩa TS:

  Đoạn luyện: 530 mm (21 in)

  Đoạn chưng: 610 mm (24 in)
- Loại đĩa: Đĩa loại lỗ

- Đường kính lỗ d_h: 12,7 mm (0,5 in)
- Chiều dày đĩa t_t: 3,5 mm (0,135 in)
- Số đường đi của lỏng trên đĩa N_P:
  Đoạn luyện: 1
  Đoạn chưng: 2
- *Các thông số hình học của đĩa*

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**	
		C – S	***S – C***
Diện tích sục khí A_B, m^2	1,92 (20,7 ft^2)	1,55 (16,7 ft^2)	1,55 (16,7 ft^2)
Diện tích thực A_N, m^2	2,27 (24,5 ft^2)	1,91 (20,6 ft^2)	1,91 (20,6 ft^2)
Diện tích các lỗ A_h, m^2	0,19 (2,07 ft^2)	0,155 (1,67 ft^2)	0,155 (1,67 ft^2)
Loại kênh chảy truyền	Thẳng	Nghiêng	Nghiêng
Tổng diện tích kênh chảy truyền, m^2			
– Trên đỉnh của kênh	0,35 (3,8 ft^2)	0,72 (7,73 ft^2)	0,72 (7,73 ft^2)
– Dưới đáy của kênh	0,35 (3,8 ft^2)	0,36 (3,86 ft^2)	0,36 (3,86 ft^2)
Chiều rộng kênh chảy truyền hình viên phân, mm			
– Trên đỉnh	350 (13,8 in)	355 (14,0 in)	355 (14,0 in)
– Dưới đáy	350 (13,8 in)	213 (8,4 in)	213 (8,4 in)
Chiều rộng kênh chảy truyền ở tâm đĩa, mm			
– Trên đỉnh của kênh	–	–	398 (15,7 in)
– Dưới đáy của kênh	–	–	198 (7,8 in)
Chiều dài một kênh chảy truyền hình viên phân, m			
– Trên đỉnh của kênh	1,44 (56,6 in)	1,44 (56,6 in)	–
– Dưới đáy của kênh	1,44 (56,6 in)	1,19 (46,7 in)	–
Chiều dài một kênh chảy truyền ở tâm đĩa, m			
– Trên đỉnh của kênh	–	–	1,78 (70,3 in)
– Dưới đáy của kênh	–	–	1,81 (71,6 in)
Chiều cao ngưỡng chảy tràn lỏng ở cửa ra của lỏng, mm	50,8 (2 in)	38 (1,5 in)	50,8 (2 in)
Chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền lỏng hình viên phân và mặt đĩa, mm	50,8 (2 in)	–	57 (2,25 in)
Chiều cao khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền ở tâm và mặt đĩa, mm	–	50,8 (2 in)	–
Chiều dài đường đi của lỏng, m	1,12 (44,4 in)	0,46 (18,1 in)	0,503 (19,8 in)

- *Tổng kết các kết quả tính thủy lực của đĩa*

	Đoạn luyện	Đoạn chưng	
		$C - S^*$	$S - C^*$
1) Phần trăm sặc đĩa + Tính theo phương trình Kister – Haas	67 %	67%	67%
+ Theo phương trình Fair	98 %	107 %	107 %
+ Theo phương trình Smith	78 %	77 %	79 %
2) Các giới hạn về năng suất của kênh chảy truyền + % chiều cao lớp bọt trong kênh chảy truyền	72 %	82 %	76 %
+ % tốc độ cực đại trong kênh chảy truyền theo phương trình Koch	81 %	84 %	84 %
+ Thời gian lưu biểu kiến của lỏng trong kênh chảy truyền, s	8	6	6
3) Chế độ làm việc	Nhũ tương	Nhũ tương	Nhũ tương
4) Phần lỏng bị cuốn theo hơi ở trên đĩa ψ, mol/mol	0,0065	0,0048	0.0048
5) Trở lực của đĩa + Trở lực của đĩa khô, cột lỏng	35 mm (1,37 in)	43 mm (1,69 in)	43 mm (1.69 in)
+ Trở lực của đĩa ướt, cột lỏng	60 mm (2,38 in)	53 mm (2,09 in)	56 mm (2.20 in)
Tổng trở lực của đĩa, cột lỏng	95 mm (3,75 in)	96 mm (3,78 in)	99 mm (3.89 in)
6) Thủy lực của kênh chảy truyền + Chiều cao của lỏng trong kênh chảy truyền, cột lỏng trong	209 mm (8,23 in)	213 mm (8,40 in)	199,6 mm (7,86 in)
+ Yếu tố sục khí của kênh chảy truyền β	0,5	0,4	0,4
+ Trở lực của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa, cột lỏng trong	18 mm (0,70 in)	26 mm (1,02 in)	14 mm (0.55 in)
7) Khoảng làm việc của đĩa (dựa vào các điều kiện về khoảng làm việc của đĩa) + % tốc độ của pha hơi tại điểm rò rỉ lỏng qua lỗ (Phương trình Fair)	80 %	69 %	68 %
+ Phần trăm tốc độ pha hơi tại điểm tuột lỏng qua lỗ đĩa (phương trình Prince – Chan)	119 %	129 %	113 %
+ Phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa (Phương trình Hsieh – McNulty), %	7,3	5,3	5,3
+ Phần lỏng rò rỉ qua lỗ đĩa (theo phương trình Colwell, phương trình Lockett – Banik cải biên), %	14	8,4	9,1
+ Mức độ kín hơi của kênh chảy truyền (chiều cao của lỏng trong kênh chảy truyền lớn hơn chiều cao của khe giữa mép dưới của kênh chảy truyền và mặt đĩa), cột lỏng trong	96 mm (3.8 in)	76 mm (3,0 in)	79 mm (3,1 in)

7.4. VẬT LIỆU DÙNG ĐỂ CHẾ TẠO THIẾT BỊ

Trong phần này sẽ trình bày cơ sở chọn vật liệu để chế tạo thiết bị và đường ống dẫn trong công nghệ hóa chất và các ngành liên quan.

Có rất nhiều yếu tố cần phải xem xét khi tiến hành chọn vật liệu để chế tạo thiết bị, nhưng trong các ngành công nghệ hóa chất, trong nhiều trường hợp yếu tố quyết định là khả năng chịu ăn mòn của vật liệu. Người thiết kế quá trình là người chịu trách nhiệm về việc chọn vật liệu chế tạo sao cho phù hợp với các điều kiện của quá trình. Ngoài ra người thiết kế quá trình cũng phải xem xét đến các yêu cầu của người thiết kế cơ khí. Vật liệu được chọn phải đủ độ bền và dễ dàng trong chế tạo.

Trong số các vật liệu đáp ứng được các yêu cầu của quá trình và các yêu cầu về cơ khí thì cần phải chọn vật liệu có hiệu quả kinh tế nhất. Đây chính là các vật liệu tạo ra giá thành thấp nhất trong suốt thời gian làm việc của nhà máy, đồng thời thuận tiện cho việc bảo dưỡng, sửa chữa và thay thế. Ngoài ra khi tiến hành chọn vật liệu chế tạo cũng phải quan tâm tới vấn đề an toàn của quá trình, vấn đề nhiễm bẩn sản phẩm do vật liệu chế tạo gây ra... Các tính chất cơ bản của vật liệu chế tạo đóng vai trò rất quan trọng trong việc chọn vật liệu và cũng sẽ được trình bày ngắn gọn trong phần này. Để nghiên cứu kỹ hơn vấn đề này, có thể sử dụng một số tài liệu liên quan đến các tính chất của vật liệu, cũng như các quá trình gia công vật liệu được sử dụng để chế tạo thiết bị (xem phần tài liệu tham khảo). Phần thiết kế cơ khí của các thiết bị của quá trình công nghệ sẽ được đề cập đến trong các phần tiếp theo.

Phần thảo luận chi tiết về các khía cạnh lý thuyết của vấn đề ăn mòn có thể tham khảo trong các tài liệu có uy tín của Evans (1963a), Uhlig (1963), Fontana (1986), Dillon (1986) và Schweitzer (1989).

Vấn đề ăn mòn vật liệu và chống ăn mòn là chủ đề của một trong những cuốn hướng dẫn thiết kế do Design Council công bố [Ross.T., K (1977), Metal Corrosion (Oxford U.P].

7.4.1. Khả năng chống ăn mòn của vật liệu

Các điều kiện là nguyên nhân của ăn mòn vật liệu có thể xuất hiện bằng rất nhiều cách khác nhau. Nhằm mục đích chọn vật liệu chế tạo, có thể phân loại ăn mòn vật liệu thành các nhóm sau đây:

1. Ăn mòn đồng đều (do sự xuống cấp chung của vật liệu gây ra);
2. Ăn mòn điện hóa (khi có sự tiếp xúc giữa hai kim loại khác nhau);
3. Ăn mòn điểm (ăn mòn cục bộ);
4. Ăn mòn giữa các hạt;
5. Ăn mòn ứng suất;
6. Bào mòn;
7. Ăn mòn do mỏi vật liệu;
8. Sự ôxy hóa ở nhiệt độ cao;
9. Sự giòn hóa vật liệu do khí hyđrô.

Ăn mòn kim loại cơ bản là một quá trình điện hóa. Bốn yếu tố sau đây là cần thiết để có thể tạo thành một pin điện hóa:

1. Anốt – điện cực bị ăn mòn;
2. Catốt – điện cực thụ động, không bị ăn mòn;
3. Môi trường dẫn điện – chất điện ly – chất lỏng ăn mòn;
4. Hoàn tất mạch điện – mạch kín đi qua vật liệu.

Diện tích của Catốt có thể tăng lên bằng nhiều cách:

- Sự có mặt của các kim loại khác;
- Các sản phẩm của quá trình ăn mòn;
- Các tạp chất bị lẫn vào kim loại (ví dụ như xỉ, vẩy xỉ...);
- Có vùng bị tiếp xúc kém với không khí so với các vùng khác;
- Tồn tại các vùng có nồng độ khác nhau;
- Tồn tại các vùng có độ biến dạng khác nhau.

7.4.2. Ăn mòn đều

Thuật ngữ này dùng để mô tả sự xuống cấp của vật liệu do ăn mòn của vật liệu ở mức độ đồng đều ít hay nhiều, nhưng không có hiện tượng ăn mòn điểm hay các dạng của ăn mòn cục bộ khác. Nếu như ăn mòn của vật liệu được coi là đều thì thời gian làm việc của vật liệu có thể dự đoán được dựa vào số liệu thực nghiệm về tốc độ ăn mòn.

Tốc độ ăn mòn thường được biểu diễn bằng tốc độ thâm nhập vào vật liệu tính bằng inch/năm (ipy) (hoặc bằng mill/năm (mpy), 1mill = 10^{-3} inch; 1 inch = 2,54 cm). Tốc độ này cũng có thể được biểu diễn bằng khối lượng của vật liệu bị giảm do ăn mòn (mg) từ diện tích bề mặt 1dm^2 trong 1 ngày (mg/dm^2.ngày – mdd). Khi tiến hành thử ăn mòn vật liệu, tốc độ ăn mòn được tính bằng tỷ số khối lượng bị giảm của 1 mẫu thí nghiệm không biết trước diện tích trên một khoảng thời gian thử nghiệm:

$$ipy = \frac{12W}{tA\rho} \tag{7.92}$$

Ở đây:

W – Khối lượng bị giảm của mẫu thí nghiệm trong thời gian t, lb (1 lb = 0,45359 kg);

t – Thời gian, năm;

A – Diện tích bề mặt của mẫu thí nghiệm, ft^2 (1 ft^2 = 9,29.10^{-2} m^2);

ρ – Khối lượng riêng của vật liệu, lb/ft^3 (1 lb/ft^3 =16 kg/m^3);

Do đại đa số các kết quả đã công bố về ăn mòn vật liệu đều sử dụng đơn vị của Anh, để chuyển từ (ipy) sang hệ đơn vị quốc tế SI (mm/năm) cần phải nhân với hệ số 25 (1ipy = 25 mm/năm). Khi sử dụng đơn vị đo tốc độ ăn mòn (mdd) cần phải nhớ rằng tốc độ thâm nhập vào vật liệu còn phụ thuộc vào khối lượng riêng của vật liệu. Đối với các kim loại chứa sắt 100 mdd = 0,02 ipy. Giới hạn tốc độ ăn mòn kim loại có thể chấp nhận được phụ thuộc vào giá của vật liệu, vào chế độ làm việc, vào vấn đề an toàn của sản xuất và vào tuổi thọ của nhà máy. Đối với các vật liệu không quá đắt đỏ thường được sử dụng như thép các bon và hợp kim mác thấp, tốc độ ăn mòn có thể chấp nhận được cho trong bảng sau đây:

Bảng 7.14. Giới hạn tốc độ ăn mòn cho phép

	Tốc độ ăn mòn	
	ipy	mm/năm
Hoàn toàn thỏa mãn	< 0,01	0,25
Sử dụng phải thận trọng	< 0,03	0,75
Chỉ sử dụng trong một khoảng thời gian ngắn	< 0,06	1,5
Hoàn toàn không thỏa mãn	> 0,06	> 1,5

Đối với các hợp kim có giá thành cao hơn (ví dụ như thép hợp kim mác cao, đồng thau và nhôm) thì các số liệu về giới hạn tốc độ ăn mòn cho trong bảng trên phải giảm xuống hai lần.

Tốc độ ăn mòn sẽ phụ thuộc vào nhiệt độ và nồng độ của môi trường ăn mòn. Thông thường, khi nhiệt độ tăng lên thì tốc độ ăn mòn cũng sẽ tăng lên (nhưng không phải trường hợp nào cũng sẽ như vậy). Tốc độ ăn mòn cũng sẽ phụ thuộc vào các yếu tố bị ảnh hưởng bởi nhiệt độ, ví dụ như lượng ôxy hòa tan trong lỏng...

Ảnh hưởng của nồng độ đến tốc độ ăn mòn khá phức tạp. Ví dụ như trường hợp tốc độ ăn mòn của thép mềm trong axít sunphuaric. Trong khi tốc độ ăn mòn của thép này trong axít suphuaric loãng và trong axít có nồng độ trên 70% là rất cao và không thể chấp nhận được, thì trong axít có nồng độ trung bình, tốc độ ăn mòn của loại thép này lại chấp nhận được.

7.4.3. Ăn mòn điện hóa

Khi có hai loại kim loại khác nhau tiếp xúc với nhau trong dung dịch điện ly, thì tốc độ ăn mòn của anốt sẽ tăng lên, và khi đó kim loại đứng thấp hơn trong dãy điện hóa sẽ đóng vai trò của một catốt. Dãy điện hóa trong nước biển đối với một số kim loại thường được sử dụng xem trong bảng sau:

Bảng 7.15. Dãy điện hóa trong nước biển

	Thép không gỉ 18/8 (thụ động)
	Hợp kim Monel
	Hợp kim Inconel (thụ động)
	Niken (thụ động)
	Đồng
	Hợp kim nhôm – đồng (Cu–92%, Al–8%) Đồng thau (Cu- 71%, Zn- 28%, Sn- 1%)
Đầu kim loại quý (đầu được bảo vệ)	Niken (hoạt động)
	Hợp kim Inconel (hoạt động)
	Chì
	Thép không gỉ 18/8 (hoạt động)
	Gang
	Thép mềm
	Nhôm
	Thép điện hóa
	Kẽm
	Magiê

Một số kim loại ở những điều kiện nhất định tạo được màng bảo vệ tự nhiên: Ví dụ thép không gỉ trong môi trường ôxy hóa. Trạng thái này được kí hiệu bằng thuật ngữ "thụ động" ở trong dãy điện hóa ở bảng trên. Thuật ngữ "hoạt động" chỉ cho thấy không có màng bảo vệ tự nhiên được tạo thành. Nếu như các kim loại đứng cách xa nhau trong dãy điện hóa và bắt buộc phải được sử dụng cùng với nhau, thì nên cách ly chúng để ngắt mạch. Ngoài ra phần giảm khối lượng của điện cực hy sinh (vật liệu anốt)

có thể chấp nhận được, thì chiều dày của vật liệu này có thể tăng lên để nhằm bù đắp lại sự gia tăng của tốc độ ăn mòn. Tốc độ ăn mòn sẽ phụ thuộc vào tỷ số diện tích của bề mặt anốt và catốt kim loại, và cần phải tránh tỷ số lớn giữa diện tích của catốt và của anốt. Các anốt hy sinh thường được sử dụng để bảo vệ các đường ống thép đặt ngầm dưới đất.

7.4.4. Ăn mòn điểm

Ăn mòn điểm là thuật ngữ dùng để chỉ sự ăn mòn mang nặng tính cục bộ và tạo thành các lỗ trên bề mặt kim loại. Nếu như một vật nào đó có nguy cơ bị ăn mòn điểm và ăn mòn điểm xảy ra trước đó thì các số liệu về tốc độ ăn mòn sẽ không còn là các số liệu tin cậy để xác định tuổi thọ của thiết bị.

Ăn mòn điểm xảy ra có thể do nhiều nguyên nhân. Bất kỳ nguyên nhân nào dẫn đến sự gia tăng tốc độ ăn mòn cục bộ đều có thể dẫn đến sự tạo thành lỗ ở trên bề mặt vật liệu. Trong môi trường có sục khí, nồng độ của ôxy ở dưới đáy của lỗ luôn thấp hơn, vì vậy đáy của lỗ luôn đóng vai trò anốt đối với kim loại ở xung quanh và sẽ làm tăng ăn mòn và làm sâu thêm lỗ ở trên bề mặt kim loại. Khi bề mặt của kim loại được gia công hoàn thiện tốt thì sẽ giảm được khả năng ăn mòn điểm. Ăn mòn điểm cũng có thể xuất hiện nếu thành phần của kim loại không đồng đều. Ví dụ như trên bề mặt của kim loại có những vảy hàn thì khả năng ăn mòn điểm sẽ gia tăng. Sự va đập của các bọt khí với kim loại cũng có thể là nguyên nhân gây ăn mòn điểm và hiện tượng xâm thực trong bơm là một ví dụ về bào mòn – ăn mòn.

7.4.5. Ăn mòn giữa các hạt

Ăn mòn giữa các hạt là ăn mòn chủ yếu xảy ra ở vùng biên giới giữa các hạt (các tinh thể). Mặc dù mức độ giảm khối lượng của vật liệu do ăn mòn giữa các hạt gây ra thường nhỏ, nhưng ăn mòn giữa các hạt có thể gây ra sự phá hủy rất nguy hiểm của thiết bị. Ăn mòn giữa các hạt là dạng ăn mòn thường gặp của các hợp kim, nhưng rất ít khi xuất hiện khi vật liệu là kim loại tinh khiết. Kiểu ăn mòn này thường do các cặp tạo thành giữa các tạp chất có mặt ở vùng biên giới giữa các hạt gây ra. Các tạp chất thường có xu thế tích tụ lại ở vùng biên giới giữa các hạt trong các quá trình xử lý nhiệt. Ví dụ kinh điển của ăn mòn giữa các hạt ở các nhà máy hóa chất là các vết hàn của thép không gỉ có thành phần không ổn định, nên thường hay bị nứt gẫy. Nguyên nhân của hiện tượng này là do các crôm các bít kết tủa ở trên bề mặt tiếp giáp giữa các hạt ở vùng lân cận của mối hàn do tác động của nhiệt độ cao (500 ÷ 800°C) khi hàn. Hiện tượng nứt gãy mối hàn có thể tránh được bằng cách ủ mối hàn sau khi hàn (nếu như có điều kiện), hoặc bằng cách sử dụng thép có độ carbon thấp (< 0,3%C), hoặc tăng cấp độ ổn định của thép bằng cách thêm titan hoặc Niôbi vào thành phần của thép. Quy trình thử để có thể xác định khả năng có thể hàn được của các loại thép không gỉ (để tránh hiện tượng gãy nứt mối hàn) được cho trong bộ tiêu chuẩn của Anh (BS – 1502) (British Standards):

BS – 1501...Steel for pressure purposes: plates.

Part1: 1980, 1990 Specification for carbon and carbon manganese steels.

Part2: 1988, Specification for alloy steels.

Part3: 1990, Specification for corrosion and heat resisting steels.

7.4.6. Ăn mòn do ảnh hưởng của ứng suất

Tốc độ ăn mòn và dạng ăn mòn có thể thay đổi khi vật liệu chịu ứng suất. Thông thường tốc độ ăn mòn sẽ không thay đổi đáng kể trong phạm vi ứng suất thiết kế. Tuy nhiên, đối với một số kết hợp của các kim loại, của môi trường ăn mòn và nhiệt độ, hiện tượng được gọi là "gãy ứng suất" có thể xảy ra. Đây là thuật ngữ chung được dùng để chỉ dạng ăn mòn khi hiện tượng gãy phát sinh và phát triển nhanh và có thể tạo ra sự phá hỏng sớm do giòn gãy của kim loại. Các điều kiện cần thiết để hiện tượng gãy do ăn mòn ứng suất có thể phát sinh bao gồm:

1. Tồn tại đồng thời cả ứng suất và ăn mòn;

2. Có chất ăn mòn đặc biệt. Đặc biệt khi có sự hiện diện của các ion Cl^-, OH^-, NO^-_3, hoặc NH^+_4

Ứng suất yếu cũng có thể gây ra nứt gãy, và các ứng suất dư khi chế tạo thiết bị và khi hàn cũng có thể đủ để gây ra nứt gãy. Chi tiết hơn về cơ chế nứt gãy do ăn mòn ứng suất có thể tham khảo tài liệu: [Fontana, M.G. (1986) Corrosion Engineering, 3rd edn (Mc Graw – Hill)].

Dưới đây là một vài ví dụ điển hình về nứt gãy do ăn mòn ứng suất:

- Nứt gãy các vỏ hộp đồng thau do thời tiết;
- Nứt gãy do giòn và cứng của các thiết bị bằng thép dùng để đun sôi dung dịch xút;
- Nứt gãy do ăn mòn ứng suất của các thiết bị bằng thép không gỉ khi có mặt của các ion Cl^-.

Nứt gãy do ăn mòn ứng suất có thể tránh được bằng cách chọn vật liệu chịu được môi trường đặc biệt, hoặc bằng cách ủ vật liệu sau khi chế tạo hoặc sau khi hàn (giải pháp này ít chắc chắn hơn).

Bảng số liệu đầy đủ về các vật liệu dễ bị nứt gãy do ăn mòn ứng suất trong các môi trường hóa chất đặc biệt được dẫn trong tài liệu [Moore, R.E.(1979), Chem. Eng. NY, 86 (July 30th) 91, Selecting materials to resist corrosive condition]. Các bảng số liệu của Moore được lấy từ phần tổng quan các số liệu về ăn mòn do NACE công bố năm 1974 [NACE (1974), Standard TM–01–69 Laboratory Corrosion Testing of Metals for the Process Industries (National Association of Corrosion Engineers)].

Thuật ngữ "ăn mòn do mỏi vật liệu" được dùng để mô tả sự phá hủy vật liệu trong môi trường ăn mòn do ứng suất có chu kỳ tạo ra. Ngay cả trong các điều kiện ăn mòn yếu, thời gian có thể chịu được do ăn mòn mỏi vật liệu cũng có thể giảm đáng kể. Khác với nứt gãy do ăn mòn ứng suất, ăn mòn do mỏi vật liệu có thể xuất hiện trong bất kỳ môi trường ăn mòn nào và không phụ thuộc vào sự kết hợp đặc biệt của hợp chất ăn mòn và kim loại. Các vật liệu có khả năng chống ăn mòn cao phải được phân loại theo các hợp phần tới hạn theo khả năng chống ăn mòn do mỏi vật liệu.

7.4.7. Ăn mòn – bào mòn

Thuật ngữ "ăn mòn – bào mòn" dùng để mô tả sự gia tăng tốc độ ăn mòn do sự kết hợp của hiện tượng ăn mòn và bào mòn. Nếu trong dòng lỏng có chứa các loại hạt rắn lơ lửng, hoặc dòng lỏng chuyển động với tốc độ cao ở chế độ xoáy, bào mòn sẽ có xu thế bóc lớp sản phẩm của ăn mòn cũng như mọi lớp màng bảo vệ, và khi đó tốc độ ăn mòn sẽ gia tăng đáng kể. Nếu như xuất hiện bào mòn, thì cần phải chọn vật liệu có khả năng chống ăn mòn cao hơn, hoặc phải bảo vệ bề mặt vật liệu bằng các cách khác nhau. Ví dụ cần phải sử dụng một lớp lót bằng chất dẻo để ngăn cản khả năng ăn mòn – bào mòn ở đầu vào của các ống trong thiết bị trao đổi nhiệt.

7.4.8. Ôxy hóa ở nhiệt độ cao

Ăn mòn thường xảy ra ở trong môi trường dung dịch có dung môi là nước, còn quá trình ôxy hóa lại diễn ra ở điều kiện khô. Thép carbon và thép hợp kim mác thấp sẽ bị ôxy hóa nhanh tại nhiệt độ cao, và vì vậy ứng dụng của chúng bị giới hạn ở vùng nhiệt độ dưới 500°C.

Crôm là nguyên tố hiệu quả nhất để tạo thép hợp kim chống ôxy hóa do tạo thành lớp ôxit bền và bám chắc trên bề mặt kim loại. Hợp kim Crôm có thể sử dụng để chế tạo thiết bị làm việc ở nhiệt độ trên 500°C trong môi trường ôxy hóa.

7.4.9. Giòn hóa kim loại do thấm hydrô

Giòn hóa kim loại do thấm hydrô là thuật ngữ để chỉ sự giảm độ dẻo của kim loại do hấp thụ và phản ứng với khí hydrô. Đây là vấn đề đặc biệt quan trọng khi chọn thép cho các thiết bị của nhà máy thực hiện quá trình reforming bằng khí hydrô. Thép hợp kim có khả năng chống giòn hóa do thấm khí hydrô cao hơn so với loại thép cácbon đơn giản. Giản đồ thể hiện sự thích hợp của các loại thép hợp

kim khác nhau dùng trong môi trường hyđrô là hàm số của áp suất riêng phần của khí hyđrô và nhiệt độ được dẫn trong tài liệu tổng quan về các số liệu ăn mòn của NACE (1974). Ở nhiệt độ dưới 500°C có thể sử dụng thép cácbon thông thường.

7.4.10. Chọn vật liệu chống ăn mòn

Để chọn đúng vật liệu chế tạo thiết bị, thì cần phải xác định rõ môi trường mà vật liệu này sẽ phải tiếp xúc. Ngoài sự có mặt của các hóa chất ăn mòn chính, cũng cần phải chú ý tới các yếu tố sau:

1. Tốc độ ăn mòn do ảnh hưởng của nhiệt độ cao gây ra và các tính chất cơ học của vật liệu;
2. Áp suất;
3. Độ pH;
4. Sự có mặt của các tạp chất ở dạng vết và ăn mòn do ứng suất;
5. Số lượng pin ôxy hóa kiểu vi sai thổi khí;
6. Tốc độ dòng hơi và ăn mòn – bào mòn do khuấy trộn;
7. Tốc độ truyền nhiệt và hiệu số nhiệt độ.

Ngoài ra, bên cạnh các điều kiện làm việc bình thường và ổn định cũng cần phải chú ý đến các điều kiện khác xuất hiện khi các quá trình diễn ra không bình thường, ví dụ như ở các thời điểm khởi động và ngừng làm việc của các thiết bị.

7.4.11. Giản đồ ăn mòn

Khả năng chịu ăn mòn của một số vật liệu thường được sử dụng trong công nghiệp đối với một dãy các hóa chất được cho trong phụ lục C. Các số liệu đầy đủ hơn về ăn mòn đối với đại đa số các vật liệu dùng để chế tạo thiết bị trong các nhà máy trong một phạm vi rộng của các môi trường ăn mòn được dẫn trong các tài liệu tham khảo [Rabald, E.(1968). Corrosion Guide, 2nd edn (Elsevier); NACE (1974) Standard TM – 01–69 Laboratory Corrosion Testing of metals for the Process Industries (National Association of Corrosion Engineers); Hamner, N.E.(1974) Corrosion Data Survey, 5th edn (National Association of corrosion Engineers); Perry, R.H.and Green, D.W.(eds) (1984) Perry's Chemical Engineers Handbook, 6th edn (McGraw – Hill); Schweitzer, P.A.(1998) Encyclopedia of Corrosion Protection (Marcel Dekker)].

Tập 12 của cuốn sổ tay "Dechema Corrosion Handbook" đã chỉ dẫn chi tiết về sự tương tác giữa môi trường ăn mòn với vật liệu [Dechema (1987)].

Các chỉ dẫn về ăn mòn trên có thể sử dụng để chọn sơ bộ các vật liệu có thể phù hợp với môi trường ăn mòn. Nhưng thực tế cho thấy các số liệu đã công bố về vật liệu được coi là phù hợp chưa thể coi là sự đảm bảo chắc chắn là vật liệu này sẽ thích hợp cho môi trường đang được quan tâm. Khi chỉ cần có những thay đổi nhỏ trong điều kiện làm việc của quá trình, hoặc chỉ cần có mặt của vết các tạp chất được cho là "không cần phải nghi ngại", cũng có thể dẫn đến sự thay đổi đáng kể về tốc độ và bản chất của ăn mòn. Tuy nhiên, các chỉ dẫn lại cho thấy một cách rõ ràng và chắc chắn các vật liệu không phù hợp với môi trường đang được quan tâm. Như vậy, để đánh giá được độ tin cậy của các số liệu đã công bố về ăn mòn, phải dựa vào các số liệu thực nghiệm về mức độ ăn mòn của vật liệu trong các môi trường tương tự.

Các thí nghiệm về ăn mòn vật lý trên hệ thống bán sản xuất và ở trong phòng thí nghiệm ở những điều kiện mô phỏng nhà máy sẽ giúp chọn được vật liệu phù hợp, khi không thể tiến hành các thí nghiệm ở các nhà máy đang hoạt động. Khi sử dụng các số liệu nhận được trong phòng thí nghiệm, cần phải phân tích thận trọng trước khi đưa ra quyết định chọn vật liệu. Thủ tục tiến hành thử nghiệm về ăn mòn vật liệu có thể tham khảo trong các tài liệu: [Ailor, W.H.(ed.) (1971) Handbook of Corrosion

Testing and Evaluation (Wiley); Champion, F.A.(1967) Corrosion Testing Procedures 3rd edn (Chapman Hall)].

Ngoài ra, cũng nên yêu cầu các phòng phục vụ kỹ thuật của các công ty cung cấp vật liệu cung cấp các thông tin về số liệu ăn mòn vật liệu cũng như tư vấn trong việc lựa chọn vật liệu.

7.4.12. Giá vật liệu

Các chỉ dẫn về giá của một số vật liệu thường được sử dụng xem trong bảng sau:

Bảng 7.16. Giá cơ bản của vật liệu

Kim loại	£/tonne (bảng/tấn)
Thép carbon	300
Hợp kim mác thấp (Cr – Mo)	400 – 700
Thép Niken (9%)	800
Thép không gỉ austênít:	
304	1600
321	1700
316	2400
310	3000
Ni cao	6000
Đồng	800
Nhôm	900
Nickel	3000
Monel	2600
Titan	20000

Giá thực tế của kim loại và hợp kim sẽ dao động trong một khoảng rất rộng tùy thuộc vào sự biến động trên thị trường kim loại thế giới.

Khối lượng vật liệu cần phải sử dụng phụ thuộc vào khối lượng riêng và độ bền của vật liệu (ứng suất thiết kế), và vì vậy các yếu tố này phải được tính đến khi so sánh giá của các vật liệu. Moore (1970) [Moore, D.C (1970) Chem. Engr. London No 242 (Oct), 326, Copper] đã so sánh giá của các vật liệu bằng cách tính hệ số "trị số giá" theo công thức sau:

$$\text{Trị số giá} = \frac{C \times \rho}{\sigma_d} \qquad (7.93)$$

Ở đây:

C – giá một đơn vị khối lượng của vật liệu, £/kg;

ρ – khối lượng riêng của vật liệu, kg/m^3;

σ_d – ứng suất thiết kế, N/mm^2.

Trị số giá tính theo công thức trên và tính tương đối so với thép mềm (thép hàm lượng carbon thấp) được dẫn trong bảng sau:

Bảng 7.17. Trị số giá tương đối của kim loại

	Trị số giá	Ứng suất thiết kế, (N/mm²)
Thép Carbon	1	100
Hợp kim nhôm (Mg)	4	70
Thép không gỉ 18/8 (Ti)	5	130
Hợp kim Inconel	12	140
Đồng thau	10–15	76
Hợp kim đồng – Al	16	87
Nhôm	18	14
Hợp kim Monel	19	120
Đồng đỏ	27	46
Nikel	35	70

Ghi chú: Các số liệu về ứng suất thiết kế dẫn trong bảng chỉ dùng để minh họa, và không nên sử dụng cho mục đích thiết kế.

Các vật liệu có ứng suất thiết kế cao (như thép không gỉ, thép hợp kim mác thấp), có thể sử dụng hiệu quả hơn so với thép cácbon.

Giá tương đối của thiết bị được chế tạo từ các vật liệu khác nhau sẽ phụ thuộc vào giá gia công chế tạo, cũng như phụ thuộc vào giá cơ bản của vật liệu. Trừ những trường hợp khi cần phải sử dụng vật liệu chế tạo đặc biệt và khi đó cần phải có kỹ thuật gia công chế tạo đặc biệt, còn trong đại đa số các trường hợp, giá tương đối của thiết bị đã được chế tạo và hoàn thiện sẽ thấp hơn giá tương đối của bản thân vật liệu dùng để chế tạo thiết bị. Ví dụ: giá mua một thùng chứa bằng thép không gỉ sẽ cao hơn từ 2–3 lần giá mua cùng chiếc thùng chứa đó nhưng được chế tạo bằng thép cácbon. Trong khi đó, giá tương đối của thép không gỉ so với thép cácbon lại gấp từ 5–8 lần.

Trong trường hợp ăn mòn đều vật liệu, thì để chọn vật liệu chế tạo tối ưu có thể tính giá từng năm của các vật liệu có thể sử dụng để chế tạo thiết bị. Giá từng năm của vật liệu sẽ phụ thuộc vào tuổi thọ dự đoán của thiết bị. Giá này được tính theo tốc độ ăn mòn của vật liệu và giá mua thiết bị. Trong một trường hợp cụ thể nào đó, sẽ có thể đạt được hiệu quả kinh tế cao hơn nếu như sử dụng vật liệu chế tạo rẻ hơn có tốc độ ăn mòn cao hơn và thay thiết bị sau khoảng thời gian ngắn hơn, so với trường hợp sử dụng vật liệu chế tạo chịu được môi trường ăn mòn nhưng giá vật liệu cao hơn. Chiến lược chọn vật liệu trên thường chỉ được xem xét khi thiết bị tương đối đơn giản với giá gia công chế tạo thấp, và nếu như thiết bị hỏng sớm hơn dự kiến cũng không gây ra những hậu quả nghiêm trọng. Ví dụ: thép cácbon có thể sử dụng để chế tạo các đường ống dẫn nước thay cho thép không gỉ, và chấp nhận khả năng thay thế khi có nhu cầu cần thiết. Chiều dày của thành ống khi đó cần phải được kiểm tra đều đặn để quyết định thời điểm thay thế đường ống.

Các hợp kim có khả năng chịu ăn mòn cao hơn, đắt hơn, được sử dụng thường xuyên để tạo lớp phủ bảo vệ trên bề mặt của thép cácbon. Trong trường hợp cần các tấm vật liệu có độ dày lớn để tăng cường độ bền cấu trúc của thiết bị (ví dụ như dùng để chế tạo các thùng chịu áp lực) thì việc sử dụng các lớp phủ bảo vệ bằng hợp kim sẽ giảm được đáng kể giá của thiết bị.

7.4.13. Nhiễm bẩn do vật liệu chế tạo gây ra

Đối với một số quá trình, vấn đề ngăn không cho dòng hơi của quá trình hoặc ngăn không cho một sản phẩm bị nhiễm bẩn do vật liệu kim loại, hoặc do sản phẩm của quá trình ăn mòn gây ra lại đóng vai trò quyết định khi chọn vật liệu chế tạo thích hợp. Ví dụ cho các quá trình dệt, thép không gỉ hoặc nhôm thường được ưu tiên sử dụng thay cho thép cácbon, mặc dù thép cácbon hoàn toàn đáp ứng mọi tiêu chuẩn trừ một lý do là gỉ sắt có thể làm bẩn các sản phẩm của quá trình dệt.

Đối với các quá trình có sử dụng các chất xúc tác, thì việc chọn vật liệu chế tạo cần phải rất thận trọng để tránh làm bẩn chất xúc tác, cũng như tránh không cho xúc tác bị ngộ độc.

Dưới đây là một số ví dụ minh họa cho sự cần thiết phải chọn vật liệu chế tạo tránh được sự nhiễm bẩn do lượng vết các vật liệu khác có trong vật liệu chế tạo gây ra:

1. Để chế tạo các thiết bị làm việc trong môi trường khí axêtylen cần tránh các vật liệu tinh khiết hoặc các hợp kim có chứa đồng, bạc, thủy ngân, vàng nhằm tránh các phản ứng gây nổ tạo các hợp chất chứa axêtilua.

2. Sự có mặt của một lượng nhỏ (lượng vết) của thủy ngân trong dòng hơi của quá trình có thể dẫn đến sự phá hủy hoàn toàn thiết bị trao đổi nhiệt kiểu chùm ống được chế tạo bằng đồng thau do có sự tạo thành hỗn hống thủy ngân – đồng. Tai họa có thể xảy ra do nhiễm bẩn thủy ngân từ các nguồn rất ít bị nghi ngờ như khi nhiệt kế thủy ngân bị vỡ.

3. Tai họa xảy ra ở Flixborough cho thấy rất rõ nguyên nhân của sự nứt gãy đường ống bằng thép không gỉ do ăn mòn ứng suất là do nhiễm bẩn kẽm từ các trụ đỡ ống được mạ kẽm.

7.4.14. Gia công tinh bề mặt thiết bị

Trong các ngành công nghiệp như công nghiệp thực phẩm, công nghiệp dược, công nghiệp hóa sinh và công nghiệp dệt gia công tinh bề mặt của vật liệu cũng có vai trò quan trọng như vấn đề chọn vật liệu thích hợp, nhằm để tránh nhiễm bẩn sản phẩm.

Thép không gỉ được sử dụng rộng rãi trong các ngành công nghiệp trên, và bề mặt của thép cả ở phía trong và phía ngoài được gia công tinh ở mức độ cao bằng cách phun các hạt vật liệu mài và đánh bóng cơ khí. Công việc này được thực hiện nhằm mục đích giữ vệ sinh, ngăn không cho các vật liệu bám trên bề mặt, và tạo điều kiện thuận lợi để làm sạch và khử trùng. Vấn đề gia công bề mặt vật liệu trong công nghiệp thực phẩm đã được thảo luận kỹ trong tài liệu tham khảo [Timperley, D.A, (1984) Inst.Chem.Eng.Sym.Sep.No.84.31, Surface finish and Spray Cleaning of Stainless Steel; Jowitt, R.(ed.) (1980) Hygienic Design and Operation of Food Plant (Ellis Harwood). Gia công tinh bề mặt rất quan trọng trong công nghiệp dệt nhằm tránh làm rách vải và làm xơ sợi.

7.4.15. Các loại vật liệu chế tạo thường được sử dụng

Trong phần này sẽ trình bày các tính chất cơ học chung, khả năng chịu ăn mòn và phạm vi sử dụng điển hình của một số vật liệu chế tạo trong các nhà máy hóa chất. Các số liệu dẫn ra ở đây là các số liệu điển hình và đại diện cho các loại vật liệu và hợp kim. Sự đa dạng và phong phú của các loại hợp kim dùng làm vật liệu chế tạo trong công nghiệp hóa chất được thể hiện qua rất nhiều các tên thương mại khác nhau và các mã số khác nhau trong hệ thống quy chuẩn của các nước khác nhau. Chính vì vậy, trong phần này sẽ chủ yếu chỉ đề cập đến các loại thép không gỉ và chắc chắn ở đây sẽ không có điều kiện để phân loại các loại hợp kim khác nhau theo các tiêu chuẩn của các nước khác nhau. Ở đây sẽ sử dụng các tên chung, thông dụng nhất cho các loại hợp kim thường được sử dụng. Để có những thông tin chi tiết về tính chất và thành phần của các loại hợp kim đặc biệt cũng như mã số của các hợp kim này, cần phải tra cứu theo hệ thống mã số chính xác của các nước, hoặc tra cứu trong các sổ tay khác nhau,

hoặc tham khảo các tài liệu của các nhà sản xuất vật liệu. Đối với các chuẩn của nước Anh, có thể tham khảo catalo của viện tiêu chuẩn của Anh (Standards Institute Catalogue).

Tên thương mại và mã số của các vật liệu của Hợp chủng quốc Hoa Kỳ có thể tham khảo trong tài liệu [Perry.R.H and Green.D.W.(eds)(1984) Perry's Chemical Engineers Handbook, 6th.edn. (McGraw – Hill)]. Phần tổng quan đầy đủ về các vật liệu kỹ thuật sử dụng trong công nghiệp hóa chất có thể tham khảo trong các tài liệu [Evan.L.S. (1974) Selecting Engineering Materials for Chemical and Process Plant (Business Books); see also 2nd edn (Hutchinson, 1980); Hepner, I.L.(ed.) (1962) Materials of Construction for Chemical Plant (Leonard Hill); Rumford, F. (1954) Chemical Engineering Materials (Constable)]. Trong cuốn sách của Hepner đã dẫn một bộ sưu tập khá đầy đủ các bài báo đã công bố trước đây trong tạp chí "Chemical and Process Engineering" trong giai đoạn từ 1960 – 1961. Các bài báo này đã bao trùm toàn bộ các loại vật liệu sử dụng trong công nghiệp hóa chất.

7.4.16. Sắt và thép

Thép hàm lượng cácbon thấp (thép mềm) là loại thép được dùng phổ biến nhất làm vật liệu kỹ thuật. Thép loại này có giá thành thấp, có rất nhiều các loại hình dạng chuẩn và các kích thước khác nhau. Thép loại này dễ dàng gia công và hàn, có độ bền kéo và độ dẻo tốt.

Các loại thép cácbon và sắt không chịu được môi trường ăn mòn, trừ một vài môi trường đặc biệt như môi trường axít sunphuaric đậm đặc và các dung dịch xút. Các loại vật liệu này thích hợp cho hầu hết các dung môi hữu cơ, trừ các dung môi đã được clo hóa. Nhưng sự có mặt các vết của sản phẩm ăn mòn có thể sẽ làm đổi màu của các sản phẩm.

Thép mềm dễ bị nứt gãy do ăn mòn ứng suất trong một số môi trường.

Độ chịu ăn mòn của thép hợp kim mác thấp (khi chứa dưới 5% các nguyên tố tạo hợp kim) thường không khác nhiều so với thép cácbon thường, do các nguyên tố tạo hợp kim được thêm vào chỉ nhằm tăng cường độ bền cơ học mà không nhằm tăng cường khả năng chịu ăn mòn của vật liệu.

Các thông tin tham khảo đầy đủ về các tính chất và ứng dụng của các loại thép (bao gồm cả các loại thép không gỉ) được dẫn trong các cuốn sách [Llewellyn, D.T.(1992) Steels: Metallurgy and Applications (Butterworth – Heinemann)]. Các tiêu chuẩn của Anh về các loại thép cácbon và hợp kim được dẫn trong bộ tiêu chuẩn BS 970 và BS 1501– 1504. Ứng dụng thép cácbon làm vật liệu chế tạo thiết bị trong công nghiệp hóa chất được dẫn trong tài liệu tham khảo [Clark, E.E.(1970) Chem. Engr. London, No 242 (Oct) 312. Carbon Steels for the Construction of Chemical and Allied Plant].

Các loại sắt có hàm lượng silic cao (> 14 –15% Si) có khả năng chịu ăn mòn cao trong môi trường axit vô cơ (trừ môi trường HF). Các vật liệu này đặc biệt phù hợp với môi trường axit sunphuaric ở mọi nồng độ và nhiệt độ khác nhau. Tuy nhiên các vật liệu này lại rất giòn và dễ vỡ.

Chú ý: Vật liệu kim loại có rất nhiều chủng loại, quy cách, ký hiệu, thành phần hóa học và các tính chất cơ lý khác. Ngoài ra các nước trên thế giới hoặc các tổ chức quốc tế khác nhau, hoặc ngay cả các khu vực khác nhau, cũng đều xây dựng các bộ tiêu chuẩn và các bộ ký hiệu kim loại khác nhau, nên việc tra cứu và lựa chọn vật kiệu kim loại thường gặp nhiều khó khăn.

Để có thể tra cứu, đối chiếu các tiêu chuẩn khác nhau của vật liệu kim loại và đưa ra sự lựa chọn hợp lý có thể tham khảo tài liệu [Nguyễn Văn Huyền, Sổ tay đối chiếu kim loại thông dụng, NXB Xây Dựng, Hà nội, 2005].

7.4.17. Thép không gỉ

Thép không gỉ là loại vật liệu chế tạo chịu môi trường ăn mòn phổ biến nhất trong công nghiệp hóa chất.

Để tạo ra được khả năng chống ăn mòn, hàm lượng Crôm trong vật liệu phải lớn hơn 12%, và khi hàm lượng Crôm càng cao thì khả năng chống ăn mòn của vật liệu trong môi trường ôxy hóa sẽ càng cao. Trong môi trường không ôxy hóa, để tạo ra khả năng chống ăn mòn của hợp kim, cần phải thêm Nicken vào thành phần của hợp kim.

7.4.17.1. Phân loại thép không gỉ

Thép không gỉ có nhiều chủng loại khác nhau, và có thành phần rất đa dạng để có thể tạo ra các tính chất đáp ứng nhiều các loại ứng dụng khác nhau. Thép không gỉ có thể chia thành ba nhóm chính theo vi cấu trúc của thép:

1. Loại thép Ferít: 13 – 20% Cr, < 0,1%C, không có Nicken;

2. Loại Austênít : 18 – 20 % Cr, > 7% Ni;

3. Loại Mactensít: 10 – 12 % Cr, 0,2 – 0,4 % C, ≤ 2% Ni.

Cấu trúc Austênít rất đồng đều và chính là cấu trúc chịu được môi trường ăn mòn, vì vậy các loại thép không gỉ này được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất. Thành phần của các loại chính thuộc nhóm thép không gỉ Austênit, cũng như các loại thép tương đương của Mỹ và của Vương quốc Anh được dẫn ra trong bảng 7.18.

Bảng 7.18. Các loại thép không gỉ thuộc nhóm Austenit thường được sử dụng trong công nghiệp

Loại		Thành phần, %							
BS1501 (Anh)	AISI (Mỹ)	C max	Si max	Mn max	Cr (khoảng)	Ni (khoảng)	Mo (khoảng)	Ti	Nb
801B	304	0,08	–	2,00	17,5	8,0	–	–	–
810C	304ELC	0,03	1,00	2,00	17,5 20,0	10min	–	–	–
801Ti	321	0,12	1,00	2,00	17,0 20,0	7,5min	–	4XC	–
801Nb	347	0,08	1,00	2,00	17,0 20,0	9min	–	–	10XC
821Ti	–	0,12	1.00	2.00	17,0 20,0	25min	–	4XC	–
845B	316	0,08	1,00	2,00	16,5 18,5	10min	3,25		–
845Ti	–	0,08	0,06	2,00	16,5 18,5	10min	2,25 3,00	4XC	–
846	–	0,08	1,00	2,00	18,0 20,0	11,0 14,0	3,0 4,0		

- S và P: 0,045 cho tất cả các loại thép không gỉ.
- AISI: American Iron and Steel Institute
- Ký hiệu kim loại theo tiêu chuẩn của Nhật (JIS):

+ Ký hiệu thép không gỉ của Nhật bao gồm phần chữ (SUS) và phần số (3 chữ số). Phần số mô phỏng theo tiêu chuẩn (AISI) của Mỹ.

<u>Ví dụ</u>: Thép 304 của Mỹ sẽ tương đương với thép SUS 304 của Nhật...

• Tiêu chuẩn ghi mác kim loại của Nga (ГОСТ):

+ Thép cán thông dụng: CT0, CT1, CT2, CT3...

+ Thép không gỉ và bền nóng: X18H10T tương đương với mác thép không gỉ 321 của Mỹ (theo tiêu chuẩn AISI) hoặc tương đương với thép không gỉ SUS 321 của Nhật. So với loại 304 và 304L thép không gỉ loại này có cường độ chịu lực cao hơn và phù hợp hơn với môi trường nhiệt độ cao.

Loại thép 304 (còn được gọi là thép không gỉ 18/8): đây là loại thép không gỉ được sử dụng rộng rãi nhất. Loại thép này chứa một lượng tối thiểu Cr và Ni nên có cấu trúc Austênit ổn định. Hàm lượng C trong thép đủ thấp để tiện cho xử lý nhiệt và thông thường không cần phải giảm chiều dày để tránh nứt gãy khi hàn.

Loại thép 304 L: đây là phiên bản có hàm lượng C thấp (< 0,03%C) của loại thép 304. Loại thép này sử dụng cho những trường hợp khi cần phải hàn các tấm có chiều dày lớn hơn, khi khả năng tạo các hợp chất cácbít trong khi hàn có thể xảy ra với loại thép 304.

Loại thép 321: đây là phiên bản đã được ổn định của loại thép 304. Thép loại này được ổn định bằng Titan để ngăn việc tạo các hợp chất cácbit trong khi hàn. Độ bền của loại thép này cao hơn một ít so với loại 304L, và thích hợp cho ứng dụng ở nhiệt độ cao.

Loại thép 347: đây là loại thép không gỉ được ổn định bằng Niôbi (Nb).

Loại thép 316: trong loại hợp kim này Môlybden được thêm vào nhằm tăng cường khả năng chịu ăn mòn trong các môi trường khử, như trong môi trường axít sunphuaric loãng, và đặc biệt trong các môi trường chứa các hợp chất của clo.

Loại thép 316L: đây là loại thép 316 có hàm lượng các bon thấp. Loại thép này thường được sử dụng thay cho loại thép không gỉ 316 để tránh tạo các hợp chất cácbit khi hàn hoặc khi xử lý nhiệt.

Loại thép 309/310: đây là các hợp kim có hàm lượng Crôm cao, có khả năng chịu ăn mòn trong môi trường ôxy hóa ở nhiệt độ cao. Các hợp kim có hàm lượng Cr lớn hơn 25% thường có độ cứng và giòn cao do tạo thành pha sigma ở nhiệt độ trên 500°C. Pha sigma là hợp chất do các kim loại tạo thành (FeCr). Sự tạo thành pha sigma trong thép không gỉ thuộc nhóm Austênit được trình bày chi tiết trong tài liệu tham khảo [Hills.R.F.and Harries,D.P.(1960) Chem. and Proc.Eng.4, 391. Sigma phase in austenitic stainless steel].

7.4.17.2. Các tính chất cơ học của thép không gỉ

Các loại thép không gỉ thuộc nhóm Austênit có độ bền cao hơn so với các loại thép cácbon đơn giản, đặc biệt ở điều kiện nhiệt độ cao (xem bảng 7.19).

Bảng 7.19. Độ bền so sánh của các loại thép không gỉ

Nhiệt độ °C		300	400	500	600
Ứng suất thiết kế điển hình, N/mm²	Thép mềm	77	62	31	–
	Thép không gỉ 304 (18/8)	108	100	92	62

Thép không gỉ nhóm Austênit không giống như thép cácbon đơn giản, sẽ không bị giòn và dễ gãy ở nhiệt độ thấp. Thép không gỉ có độ dẫn nhiệt thấp hơn nhiều so với độ dẫn nhiệt của thép mềm (thép cácbon).

Điển hình ở 100°C hệ số dẫn nhiệt của thép 304 bằng 16 W/m.°C, và của thép mềm bằng 60 W/m.°C.

Ở điều kiện không ủ, thép không gỉ nhóm Austênit không có từ tính.

7.4.17.3. Khả năng chịu ăn mòn của các loại thép

Khi hàm lượng của các kim loại tạo hợp kim tăng lên, thì khả năng chịu ăn mòn của thép ở phạm vi thay đổi rộng của các điều kiện, từ điều kiện ôxy hóa mạnh đến điều kiện khử, cũng sẽ tăng lên. Nhưng khi đó, giá của thép hợp kim cũng sẽ tăng lên. Dưới đây là bảng xếp hạng của các loại thép theo khả năng chịu ăn mòn tăng lên (chọn thép không gỉ loại 304 làm chuẩn so sánh):

304	304L	321	316	316L	310
1,0	1,1	1,1	1,25	1,3	1,6

Ăn mòn giữa các hạt (mùn mối hàn) và gãy nứt do ăn mòn ứng suất là các vấn đề gắn liền với việc sử dụng các loại thép không gỉ. Đây là các vấn đề cần phải được xem xét khi tiến hành chọn loại vật liệu thích hợp cho các môi trường cụ thể, vì nứt gãy do ăn mòn ứng suất trong thép không gỉ có thể chỉ do vài ppm ion clorua gây ra.

Nhìn chung, thép không gỉ luôn được sử dụng để chống ăn mòn trong các môi trường ôxy hóa. Các loại thép đặc biệt, hoặc các hợp kim có hàm lượng nicken cao nên được sử dụng trong các điều kiện khử hoặc khi có các điều kiện tương tự xuất hiện.

Các tính chất, khả năng chịu ăn mòn và ứng dụng của các chủng loại thép không gỉ khác nhau đã được trình bày đầy đủ trong tài liệu [Peckner,D. and Bernstein, I.M.(1977) Handbook of Stainless Steels (McGraw – Hill)].

Phần thảo luận đầy đủ về khả năng chịu ăn mòn của thép không gỉ có thể tham khảo tài liệu [Sedriks,A.J.(1979) Corrosion Resistance of Stainless Steel (Wiley)].

Phần nứt gãy trong thép không gỉ do ăn mòn ứng suất đã được thảo luận trong [Turner M.(1989) Chem. Engr, London No.460 (May) 52. What every chemical engineer should know about stress corrosion cracking].

7.4.17.4. Thép không gỉ loại hợp kim mác cao

Thép không gỉ loại siêu Austênit có hàm lượng nicken cao (khoảng 29–30% nicken) và 20% crôm, chịu được rất tốt môi trường axít và môi trường axít có gốc clo. Thép loại này đắt hơn các loại thép hợp kim mác thấp (dãy 300) của nhóm thép không gỉ Austênit.

Các loại thép không gỉ kép (Duplex) và siêu kép (Superduplex) có hàm lượng Crôm cao. Thép loại này được gọi là "kép" vì có cấu trúc là hỗn hợp của pha austênit và pha fêrít. Thép loại này chịu được tốt hơn môi trường ăn mòn so với các loại thép thuộc nhóm austênit và ít bị ăn mòn kiểu nứt gãy do ứng suất. Hàm lượng crôm trong thép không gỉ kép vào khoảng 20% và trong thép không gỉ siêu kép khoảng 25%. Thép không gỉ siêu kép được sản xuất để dùng trong môi trường ăn mòn của nước biển ở vùng ngoài khơi.

Các loại thép không gỉ kép có thể dễ dàng đúc, rèn và cắt gọt trong gia công chế tạo máy. Riêng phần hàn các loại thép này cần phải tuân thủ chặt chẽ quy trình hàn cũng như sử dụng đúng các vật liệu hàn, để đảm bảo đúng tỷ lệ của pha fêrit và pha austênit ở khu vực hàn.

Giá của các chủng loại thép kép tương đương với giá của loại thép không gỉ 316, trong khi đó giá của loại thép siêu kép cao hơn giá của thép kép khoảng 50%.

Chọn các loại thép kép cũng như tính chất của các loại thép này có thể xem trong các tài liệu tham khảo [Bendall, K. and Guha, P.(1990) Process Industry journal (Mar) 31. Balancing the cost of corrosion resistance; Warde,E.(1991) Chem. Eng. London No 502 (Aug.15th) 35, Which super-Duplex?].

7.4.18. Nícken

Nícken có những tính chất cơ học tốt và dễ dàng gia công cơ khí. Kim loại Ni tinh khiết (> 99%Ni) thường không được sử dụng trong các nhà máy hóa chất. Trong khi đó, ở các nhà máy hóa chất lại chủ yếu sử dụng các hợp kim của Nícken. Các hợp kim này dùng để chế tạo thiết bị sản xuất xút ở nhiệt độ trên 70°C, khi thép cácbon không thích hợp. Nícken không bị ăn mòn theo kiểu nứt gãy do ứng suất như trong trường hợp thép không gỉ.

7.4.19. Hợp kim Monel

Hợp kim Monel là hợp kim kinh điển của Nícken–Đồng với tỷ lệ các kim loại bằng 2:1. Sau thép không gỉ, có thể Monel là loại vật liệu được dùng phổ biến nhất trong các nhà máy hóa chất. Monel rất dễ ra công cơ khí và có các tính chất cơ tốt ngay cả khi nhiệt độ lên đến 500°C. Monel có giá thành thấp hơn so với các loại thép không gỉ, và lại không bị ăn mòn kiểu ứng suất trong các dung dịch của các hợp chất clo như trong trường hợp thép không gỉ. Hợp kim Monel chịu ăn mòn tốt trong các axít vô cơ loãng, và cũng có thể sử dụng trong các môi trường hoàn nguyên (ở các môi trường này thép không gỉ có thể không phù hợp). Hợp kim Monel có thể dùng để chế tạo thiết bị làm việc trong môi trường kiềm, môi trường các axít hữu cơ, môi trường muối và môi trường nước biển.

7.4.20. Hợp kim Inconel

Hợp kim Inconel (có thành phần điển hình gồm 76% Ni, 7% Fe, 15% Cr) được sản xuất để chế tạo các thiết bị làm việc trong môi trường axít ở nhiệt độ cao. Hợp kim này duy trì được độ bền ở nhiệt độ cao và có thể chịu được môi trường khói lò (nếu trong khói không có các hợp chất của lưu huỳnh).

7.4.21. Các hợp kim Hastelloys

Hastelloy là tên thương mại của một dãy các hợp kim của Nícken, Crom, Molípđen và sắt. Các hợp kim này chịu được môi trường ăn mòn của các axít vô cơ mạnh, đặc biệt là axít HCl. Khả năng chịu ăn mòn và ứng dụng của hai chủng loại chính của dãy hợp kim Hastelloy là Hastelloy B (65%Ni, 28% Mo, 6% Fe) và Hastelloy A (54% Ni, 17% Mo, 15% Cr, 5% Fe) có thể xem trong các tài liệu tham khảo [Weisert, E.D.(1952a) Chem.Eng, NY 59 (June)267, Hastelloy alloy C; Weisert,E.D.(1952b) Chem.Eng, NY 59 (July) 314, Hastelloy alloy B].

7.4.22. Đồng và các hợp kim của đồng

Đồng tinh khiết không được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất. Theo truyền thống, đồng được sử dụng trong công nghiệp thực phẩm, đặc biệt trong các công nghệ lên men. Đây là kim loại tương đối mềm, rất dễ gia công và được sử dụng nhiều để chế tạo các các ống đương kính bé va các ống chèn lỗ khoan nhỏ.

Hợp kim chính của đồng là đồng thau (hợp kim đồng – kẽm) và hợp kim đồng đỏ (hợp kim đồng – thiếc). Các hợp kim khác cũng được gọi là đồng đỏ là hợp kim của đồng đỏ nhôm và đồng đỏ silic.

Đồng bị ăn mòn trong môi trường axít vô cơ (trừ môi trường axít sunphuaric loãng, nguội và không sục không khí). Đồng không bị ăn mòn trong môi trường kiềm (trừ môi trường amôni) và trong môi trường axít hữu cơ và các muối hữu cơ. Ứng dụng chính của đồng trong công nghiệp hóa chất là trong lĩnh vực điện hóa để chế tạo một số linh kiện nhỏ, và để làm ống và lưới truyền nhiệt. Khi sử dụng đồng thau thì cần phải chọn đúng chủng loại để tránh được quá trình khử kẽm từ đồng thau.

Hợp kim đồng – nícken (70% Cu) chịu rất tốt ăn mòn kiểu ăn mòn – bào mòn nên thường được sử dụng để làm ống truyền nhiệt, đặt biệt trong trường hợp dùng nước biển làm chất tải lạnh.

7.4.23. Nhôm và các hợp kim của nhôm

Nhôm tinh khiết không có đủ độ bền cơ học, nhưng lại có khả năng chịu ăn mòn cao hơn các hợp kim của nhôm. Các hợp kim chính của nhôm bao gồm Duralumin (Đuyra) – hợp kim của nhôm với đồng (thành phần điển hình gồm 4% Cu, 0,5% Mg) có độ bền kéo tương đương với độ bền kéo của thép mềm. Kim loại nhôm tinh khiết có thể sử dụng làm lớp phủ bề mặt của các tấm Đuyra nhằm kết hợp khả năng chịu ăn mòn của kim loại tinh khiết với độ bền của hợp kim. Khả năng chịu ăn mòn của nhôm tinh khiết là do lớp ôxít nhôm mịn mỏng (tương tự như trường hợp của thép không gỉ) phủ trên bề mặt vật liệu tạo ra. Vì vậy nhôm thường được sử dụng trong các môi trường óxy hóa mạnh. Nhôm bị ăn mòn trong các môi trường axít vô cơ và môi trường kiềm. Tuy nhiên vật liệu nhôm lại thích hợp với môi trường axit nitric đậm đặc (> 80%). Nhôm được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp dệt và công nghiệp thực phẩm. Đây là những lĩnh vực không thể sử dụng thép cácbon được vì nguy cơ nhiễm bẩn sản phẩm. Nhôm cũng có thể sử dụng làm thùng chứa và thùng phân phối nước đã tách muối khoáng.

7.4.24. Chì

Chì là một trong những vật liệu chế tạo truyền thống của công nghiệp hóa chất. Tuy nhiên, ngày nay do giá vật liệu chì cao, nên vật liệu này hầu như đã được thay thế bằng các vật liệu khác, đặc biệt là được thay bằng các vật liệu từ chất dẻo. Chì là loại vật liệu mềm, dẻo và có thể dát mỏng được. Vật liệu này thường được sử dụng ở dạng tấm (dùng để lót hoặc bọc), hoặc dùng làm các đường ống. Đây là loại vật liệu chịu được ăn mòn trong môi trường axit (đặc biệt là axít sunphuaríc).

7.4.25. Titan

Titan ngày nay được sử dụng rất rộng rãi trong công nghiệp hóa chất và chủ yếu là do khả năng chịu được ăn mòn trong môi trường có Clo, kể cả môi trường nước biển và môi trường khí Clo ẩm. Titan bị ăn mòn trong môi trường có khí Clo khô, nhưng nếu trong khí Clo có ẩm với nồng độ thấp (khoảng 0,01%) thì sẽ ngăn được quá trình ăn mòn Titan. Cũng tương tự như thép không gỉ, khả năng chịu ăn mòn của Titan phụ thuộc vào sự tạo thành lớp ôxýt ở trên bề mặt vật liệu.

Hợp kim của Titan với Paladi (0,15%) đã tăng đáng kể khả năng chịu ăn mòn, đặc biệt trong môi trường axit HCl. Titan ngày càng được tăng cường sử dụng để chế tạo thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống chùm và kiểu tấm. Titan còn được sử dụng để thay thế hợp kim đồng – nícken để chế tạo các thiết bị làm việc ở môi trường nước biển.

Phạm vi sử dụng Titan để chống ăn mòn có thể tham khảo trong tài liệu [Deily,J.E.(1997) Chem.Eng.Prog. 93 (June)50. Use Titanium to stand up to corrosives].

7.4.26. Tantan

Khả năng chịu ăn mòn của Tantan cũng tương tự như của thủy tinh, và vì vậy Tantan còn được gọi là "thủy tinh kim loại". Tantan rất đắt, có giá gấp khoảng 5 lần so với thép không gỉ, và vì vậy chỉ được sử dụng trong những trường hợp đặc biệt khi thủy tinh hoặc lớp bọc thủy tinh không còn phù hợp. Các nút bằng Tantan thường dùng để trám các vết nứt của các thiết bị bọc thuỷ tinh.

Phạm vi ứng dụng của Tantan làm vật liệu chế tạo trong công nghiệp hóa chất có thể tham khảo trong các tài liệu [Fensom, D.H. and Clark, B.(1984) Chem. Eng. London No 162 (Aug).46. Tantalum: Its uses in the chemical Industry; Rowe, D.(1994) Process Industry Journal (March) 37. Tempted by Tantalum].

7.4.27. Ziricôni

Ziricôni và các hợp kim của Ziricôni thường được sử dụng trong công nghiệp hạt nhân do có tiết diện hấp thu nơtron thấp, và có khả năng chịu được môi trường nước ở nhiệt độ cao và áp suất cao.

Trong công nghiệp hóa chất Ziricôni được sử dụng trong các môi trường axit nóng và axít sôi như axít Nitơric, axit Sunphuaríc và đặc biệt là axít Clohydríc. Khả năng chịu ăn mòn của Ziricôni tương đương với Titan, nhưng giá Ziricôni thấp hơn (tương đương với giá của thép có hàm lượng nícken cao).

7.4.28. Bạc

Các thùng và các thiết bị làm việc trong môi trường axít Flohydric (HF) thường được bọc một lớp bạc. Bạc cũng được sử dụng trong những trường hợp đặc biệt của công nghiệp thực phẩm và công nghiệp dược khi việc tránh nhiễm bẩn sản phẩm là vấn đề tối quan trọng.

7.4.29. Vàng

Do giá rất cao nên vàng rất hiếm khi được sử dụng làm vật liệu chế tạo. Vàng chịu được môi trường ăn mòn rất mạnh như axít Nitơríc loãng và axít Sunphuaríc đặc và nóng, nhưng vàng lại hòa tan trong dung dịch cường toan (hỗn hợp của axít Nitơríc và axít Sunphuaríc đậm đặc). Vàng bị ăn mòn trong môi trường Clo và Brôm và tạo thành hỗn hống với thủy ngân.

Vàng được sử dụng để phủ một lớp mỏng trên bề mặt các ống của thiết bị ngưng tụ và một số bề mặt khác.

7.4.30. Platin

Platin chịu được rất tốt môi trường oxy hóa ở nhiệt độ cao. Một trong những lĩnh vực ứng dụng chính của Platin là ở dạng hợp kim với đồng và hợp kim này dùng để chế tạo các máy kéo sợi trong các quá trình xe sợi nhân tạo.

7.4.31. Chất dẻo dùng làm vật liệu chế tạo trong các nhà máy hoá chất

Chất dẻo ngày càng được sử dụng rộng rãi làm vật liệu chế tạo chịu ăn mòn trong công nghiệp hóa chất. Các chất dẻo thường được chia thành hai nhóm lớn:

1. Các loại nhựa dẻo nhiệt. Đây là các loại chất dẻo sẽ mềm đi khi nhiệt độ tăng lên. Ví dụ: nhựa Polyvinyl Clorua (PVC) và nhựa Polyêtylen.

2. Các loại vật liệu nhựa phản ứng nhiệt. Các loại nhựa này có cấu trúc liên kết ngang, cứng. Ví dụ: nhựa Polyester và nhựa Epoxy.

Chi tiết về thành phần hóa học và tính chất của một loạt các loại chất dẻo (nhựa) được dùng làm vật liệu kỹ thuật có thể tham khảo các cuốn sách của Butt, Wright, Evans và Hepner [Butt, L.T.and Wright, D.C.(1980) Use of Polymers in Chemical Plant Construction (Applied science); Evans, L.S.(1974) Selecting Engineering Materials for Chemical and Process Plant (Business Books); see also 2nd edn (Hutchinson, 1980); Hepner, I.L.(ed) (1962) Materials of Construction for Chemical Plant (Leonard Hill)].

Ứng dụng lớn nhất của các chất dẻo là dùng để chế tạo các loại đường ống. Các tấm chất dẻo có thể dùng để bọc các thùng chứa và để chế tạo các đường ống dẫn và vỏ quạt. Khuôn đúc bằng chất dẻo được dùng để chế tạo các chi tiết nhỏ, ví dụ như cánh bơm, các bộ phận của van và các bộ phận của đường ống.

Độ bền cơ học và nhiệt độ làm việc của các chất dẻo đều thấp hơn so với vật liệu kim loại. Độ bền cơ học và các tính chất khác của chất dẻo có thể thay đổi bằng cách bổ sung các chất độn và các chất hóa dẻo. Khi được tăng cường bằng sợi thủy tinh hoặc sợi cácbon thì chất dẻo phản ứng nhiệt có thể tăng cường độ bền cơ lên ngang với độ bền cơ của thép mềm, và khi đó có thể sử dụng để chế tạo các bình và đường ống chịu được áp suất.

Không giống như kim loại, các loại vật liệu chất dẻo dễ cháy. Các loại chất dẻo có thể được coi là các vật liệu chế tạo bổ sung cho các vật liệu kim loại về khả năng chịu ăn mòn. Các loại vật liệu nhựa thường chịu ăn mòn tốt trong môi trường các axit loãng và các môi trường muối vô cơ, nhưng lại bị phá hủy trong các dung môi hữu cơ (trong khi các dung môi này lại không ăn mòn kim loại). Khác với kim loại, các loại vật liệu nhựa lại hấp thu dung môi, bị trương lên và mềm ra.

Các tính chất và các lĩnh vực ứng dụng điển hình của các loại nhựa (chất dẻo) trong công nghiệp hóa chất sẽ được trình bày tóm tắt ở phần dưới đây. Các thông tin đầy đủ về ứng dụng của các loại nhựa để làm các vật liệu chịu ăn mòn trong công nghiệp hóa chất có thể tham khảo trong tài liệu [Evans, V.(1966) Plastics as Corrosion Resistant Materials (Pergamon); Fontana, M.G.(1986) Corrosion Engineering. 3rd edn (McGraw – Hill)].

Các tính chất cơ học và giá tương đối của các loại nhựa theo Prôpylen (tính theo một đơn vị thể tích) xem trong bảng 7.20.

Bảng 7.20. Các tính chất cơ học và giá tương đối của các loại Polyme

Vật liệu	Ứng suất kéo, N/mm^2	Môđun đàn hồi, kN/mm^2	Khối lượng riêng, kg/m^3	Giá tương đối
PVC	55	3,5	1400	1,5
Polyêtylen (khối lượng riêng thấp)	12	1,2	900	1,0
Polyprôpylen	35	1,5	900	1,5
PTFE	21	1,0	2100	30,0
GRP polyeste	100	7,0	1500	3,0
GRP epoxy	250	14,0	1800	5,0

* GRP – Glass – fibre reinforeed plastic: nhựa được tăng độ bền bằng sợi thủy tinh.

7.4.31.1. Polyvinyl clorua (PVC)

PVC có thể là loại nhựa trong nhóm nhựa dẻo nhiệt được dùng phổ biến nhất làm vật liệu chế tạo trong công nghiệp hóa chất. Trong các chủng loại nhựa PVC khác nhau, nhựa PVC cứng được sử dụng rộng rãi nhất. Loại nhựa này chịu được ăn mòn trong môi trường của hầu hết các axit vô cơ (trừ môi trường axit sunphuaric và axit nitơric đậm đặc, cũng như trong dung dịch các muối vô cơ). Loại nhựa PVC này cũng không phù hợp với môi trường của hầu hết các dung môi hữu cơ do nhựa hấp thụ dung môi và bị trương lên. Nhiệt độ làm việc tối đa của PVC khá thấp (khoảng 60^oC). Phạm vi ứng dụng nhựa PVC làm vật liệu chế tạo trong công nghiệp hóa chất có thể xem trong các tài liệu tham khảo [Mottram, S.and Lever, D.A.(1957), The Ind. Chem.33,62,123,177 (in three parts). Unplasticized P.V.C as a constructional material in Chemical Engineering].

7.4.31.2. Polyôlêfin

Polyêtylen loại khối lượng riêng thấp là loại nhựa có giá tương đối rẻ, dai và dễ uốn. Loại nhựa này có điểm hóa dẻo tương đối thấp vì vậy không phù hợp với nhiệt độ làm việc trên 60°C. Các polyme có khối lượng riêng cao hơn (950 kg/m^3) sẽ cứng chắc hơn và có thể làm việc ở nhiệt độ cao hơn. Polyprôpylen là vật liệu chắc chắn hơn polyêtylen, vì vậy có thể làm việc ở nhiệt độ cao hơn (đến 120°C).

Khả năng chịu ăn mòn hóa học của các polyôlefin cũng tương tự như nhựa PVC.

7.4.31.3. Polytetrafluroethylene (PTFE)

Nhựa PTFE có tên thương mại là Teflon và Fluon. Đây là loại nhựa có thể chịu được ăn mòn của tất cả các môi trường hóa chất (trừ môi trường kiềm nóng chảy và môi trường khí Clo), và có thể làm việc ở nhiệt độ đến 250°C. Đây là loại vật liệu có độ bền cơ học thấp, nhưng độ bền cơ học của nhựa PTFE có thể tăng cường bằng cách bổ sung các chất độn (sợi thủy tinh hoặc sợi cácbon). Nhựa PTFE có giá thành rất cao và rất khó gia công. Nhựa PTFE dùng chủ yếu để làm các loại vòng đệm. Khi sử dụng nhựa PTFE làm lớp phủ thường cần phải xét đến các tính chất không bám dính vào bề mặt vật liệu chế tạo của nhựa (ví dụ như trong trường hợp phủ các đĩa lọc trong môi trường ăn mòn). Nhựa loại này cũng được sử dụng để lót các thùng chứa hóa chất.

7.4.31.4. Polyvinylidene (PVDF)

Nhựa PVDF có những tính chất tương tự như nhựa PTFE, nhưng lại dễ gia công hơn. Nhựa loại này chịu ăn mòn rất tốt trong môi trường của các axit vô cơ và kiềm cũng như trong môi trường hữu cơ. Nhựa PVDF chỉ có thể làm việc ở nhiệt độ không quá 140°C.

7.4.31.5. Nhựa được tăng cường độ bền bằng sợi thủy tinh (GRP)

Các loại nhựa polyester được tăng độ bền bằng sợi thủy tinh là các loại chất dẻo phản ứng nhiệt được sử dụng rộng rãi nhất trong các nhà máy hóa chất. Các hình dạng phức tạp của các thiết bị có thể dễ dàng tạo được bằng các phương pháp chuyên dùng để gia công các loại nhựa tăng bền này. Các loại nhựa tăng bền bằng sợi thủy tinh là loại vật liệu tương đối chắc chắn và chịu được ăn mòn trong phạm vi rộng của các môi trường hóa chất. Độ bền cơ học của GRP sẽ phụ thuộc vào loại nhựa được sử dụng, vào hình dạng của vật liệu tăng bền (ở dạng vải hay dạng được chặt nhỏ) và vào tỷ lệ giữa lượng nhựa và lượng sợi thủy tinh. Bằng các kỹ thuật chuyên dùng để quấn các sợi thủy tinh tăng cứng ở dạng các sợi mảnh liên tục có thể nhận được GRP có độ bền cao và các phương pháp này được dùng để chế tạo các bình chứa chịu được áp suất cao.

Các loại nhựa polyester chịu được các môi trường ăn mòn của các axit vô cơ loãng, các muối vô cơ và nhiều loại dung môi, nhưng các loại nhựa này ít khả năng chống được ăn mòn trong môi trường kiềm.

Nhựa epoxy được tăng độ bền bằng sợi thủy tinh cũng được sử dụng trong các nhà máy hóa chất, nhưng các loại nhựa này có giá thành cao hơn so với các loại nhựa polyester. Các loại nhựa epoxy được tăng độ bền này nhìn chung cũng chịu được các môi trường ăn mòn hóa chất như trong trường hợp nhựa polyester tăng bền GRP, nhưng còn chịu được ăn mòn cả trong môi trường kiềm tốt hơn so với các loại nhựa polyester GRP.

Khả năng chịu an mòn hóa học của các GRP phụ thuộc vào lượng sợi thủy tinh dùng để tăng bền cho vật liệu. Khi tỷ lệ giữa lượng sợi thủy tinh trên lượng nhựa tăng lên, thì độ bền cơ học của vật liệu cũng tăng lên, nhưng nhìn chung khi đó khả năng chịu ăn mòn đối với một số môi trường hóa chất sẽ bị giảm xuống. Phần thiết kế các thiết bị của nhà máy hóa chất bằng các loại nhựa GRP có thể tham khảo trong các tài liệu

[Malleson, J.H.(1969) Chemical Plant Design with Reinforced Plastics (McGraw – Hill); Shaddock, A.K.(1971) Chem. Eng; NY 78 (Aug.9th) 116, Designing for Reinforced Plastics; Baines, D.(1984) Chem. Engr. London No.161 (July) 24. Glass reinforced plastics in the process industries].

7.4.31.6. Cao su

Cao su, đặc biệt ở dạng lớp bọc của các thùng chứa và các đường ống, được sử dụng đặc biệt rộng rãi trong công nghiệp hóa chất từ nhiều năm nay. Trong các nhà máy hóa chất chủ yếu sử dụng cao su tự nhiên do loại cao su này có khả năng chịu ăn mòn cao trong môi trường axít (đặc biệt là axít nitoric đậm đặc) và trong môi trường kiềm. Trong khi đó cao su lại không phù hợp với hầu hết các dung môi hữu cơ.

Cao su nhân tạo cũng được sử dụng cho các trường hợp đặc biệt. Cao su Hypalon (tên thương mại của hãng E.I.du Pont de Nemours) chịu ăn mòn rất tốt trong các môi trường ôxy hóa mạnh và có thể sử dụng trong môi trường axít nitơric. Cao su loại này lại không phù hợp trong các môi trường dung môi có gốc Clo. Cao su Viton (tên thương hiệu của hãng E.I.du Pont de Nemours) lại có khả năng chịu ăn mòn tốt hơn các loại cao su khác trong các dung môi (bao gồm cả các dung môi có gốc Clo). Cả hai loại cao su Hypalon và Viton đều có giá thành cao so với giá của các loại cao su tổng hợp khác cũng như so với giá của cao su tự nhiên.

Chọn các loại cao su tự nhiên làm lớp bọc cho các thiết bị có thể tham khảo tài liệu [Saxman,T.E.(1965) Materials Protection 4 (Oct.) 43.Natural Rubber tank linings]. Về khả năng chịu ăn mòn của cao su nhân tạo có thể tham khảo tài liệu [Evans,L.S.(1963) Rubber and Plastics Age 44.1349. The Chemical Resistance of Rubber and Plastics].

Lớp lót bằng cao su và bằng các vật liệu khác trong công nghiệp hóa chất đã được chuẩn hóa theo tiêu chuẩn của Anh (British Standard BS 6374).

Butt và Wright [Butt, L.T.and Wright, D.C.(1980) Use of Polymers in Chemical Plant Construction (Applied Science)] đã đưa ra một bản thống kê có uy tín về phạm vi ứng dụng và sử dụng lớp lót và vỏ bọc thiết bị bằng cao su và bằng nhựa.

7.4.32. Vật liệu gốm – sứ (vật liệu silicat)

Gốm sứ là các hợp chất của các nguyên tố phi kim và bao gồm các vật liệu thường được sử dụng trong các nhà máy hóa chất sau đây:

1. Thủy tinh, các loại thủy tinh boro – silicat (thủy tinh cứng).
2. Sứ
3. Gạch chịu axít và gạch lót
4. Vật liệu chịu lửa
5. Xi măng và bê tông.

Vật liệu gốm– sứ có cấu trúc liên kết ngang vì vậy thường giòn, dễ vỡ.

7.4.32.1. Thủy tinh

Thủy tinh boro – silicat (được biết đến dưới các tên thương mại khác nhau, bao gồm cả tên Pyrex) được sử dụng phổ biến trong các nhà máy hóa chất vì có độ bền cao hơn thủy tinh natri (thường được dùng cho mục tiêu dân dụng). Thủy tinh boro – silicat chịu được nhiệt độ và chịu ăn mòn hóa học tốt hơn.

Các thiết bị chế tạo từ thủy tinh được một số nhà chuyên sản xuất cung cấp. Các ống và các chi tiết thủy tinh được sản xuất trong một phạm vi kích thước nhất định (đến khoảng 0,5 m). Các thiết bị chuyên dụng như các thiết bị trao đổi nhiệt, các ống có kích thước lớn, các tháp chưng luyện, tháp hấp

thụ bằng thủy tinh cũng có thể đặt mua tại các hãng khác nhau. Đệm bằng Teflon thường được sử dụng để kết nối các đường ống và các thiết bị bằng thủy tinh.

Do ở những vị trí khi bị vỡ thủy tinh có thể gây chấn thương cho người sử dụng, nên các đường ống và thiết bị thủy tinh thường được che chắn ở bên ngoài và được cuốn bảo vệ bằng các băng nhựa.

Lớp bao ngoài bằng thủy tinh, hay còn gọi là tráng men, từ lâu đã được sử dụng để bảo vệ các thùng bằng sắt và bằng thép. Thủy tinh boro – silicat được sử dụng cho mục đích trên và lớp bọc có chiều dày khoảng 1mm. Các kỹ thuật dùng để tráng men, và những lưu ý cần thiết khi thiết kế và chế tạo các thùng để đảm bảo cho quá trình tráng men đạt các yêu cầu cần thiết có thể tham khảo trong tài liệu [Landels, H.H.and Stout, E.(1970) Brit.Chem.Eng. 15, 1289. Glassed steel equipment: a guide to current technology].

Thủy tinh boro –silicat chịu được ăn mòn trong các môi trường axít, các muối và các hóa chất hữu cơ. Tuy nhiên, thủy tinh loại này không chịu được môi trường xút và môi trường khí Flo.

7.4.32.2. Gốm

Gốm hóa học cũng tương tự như gốm dân dụng, nhưng có chất lượng cao hơn, độ bền cao hơn, và có lớp men tốt hơn. Trên thị trường có bán các loại đường ống và các tháp bằng gốm có hình dạng và kích thước rất đa dạng.

Cũng như vật liệu thủy tinh, vật liệu gốm có thể chịu được ăn mòn trong môi trường của hầu hết các hóa chất (trừ môi trường kiềm và môi trường khí Flo). Về thành phần và tính chất của các loại gốm hóa học có thể tham khảo tài liệu [Holdridge, D.A.(1961) Chem. and Proc. Eng.42, 405.Ceramics].

Vật liệu gốm và sứ còn được dùng để chế tạo các viên đệm cho các tháp hấp thụ và tháp chưng luyện loại đệm.

7.4.32.3. Gạch chịu axít và gạch lát

Gạch chịu axít chất lượng cao được dùng để lót các thùng chứa, các rãnh và lát nền. Ngay phía sau lớp gạch lót thường đặt một lớp màng chịu môi trường ăn mòn bằng cao su hoặc bằng nhựa. Để liên kết giữa các viên gạch của lớp lót phải sử dụng vữa xi măng chịu axít. Các thông tin về gạch chịu axít có thể tham khảo tài liệu [Falcke, F.K.and Lorentz, G.(eds) (1985) Handbook of Acid Proof Construction (VCH)].

7.4.32.4. Các vật liệu chịu lửa

Gạch và xi măng chịu lửa rất cần thiết cho các thiết bị làm việc ở nhiệt độ cao, ví dụ như các lò nung, các thiết bị phản ứng nhiệt độ cao và các thiết bị đun sôi.

Các loại gạch chịu lửa thường dùng được sản xuất từ ôxít silic (SiO_2 – silica) và ôxít nhôm (Al_2O_3 – Alumina). Chất lượng của các loại gạch chịu lửa phụ thuộc nhiều vào tỷ lệ tương đối giữa các vật liệu trên và nhiệt độ nung. Hỗn hợp silica và alumina tạo điểm otécti có thành phần 94,5% SiO_2 và nhiệt độ 1545°C, và vì vậy để tăng khả năng chịu lửa, thành phần của gạch phải khác thành phần của điểm otécti. Gạch chịu lửa có chất lượng cao nhất để dùng trong các kết cấu chịu tải ở nhiệt độ cao, sẽ có thành phần hoặc silica hoặc alumina cao. "Gạch silica" chứa hơn 98% SiO_2 được sử dụng trong các lò nung có kết cấu chung. Trong khi đó gạch chịu lửa có hàm lượng alumina cao (60% Al_2O_3) lại được sử dụng trong các lò chuyên dụng, khi vấn đề chịu ăn mòn trong môi trường kiềm đóng vai trò quan trọng, ví dụ như lò nung vôi và trong lò nung xi măng. Gạch nung có thành phần điển hình: 50% SiO_2, 40% Al_2O_3, và có tỷ lệ CaO và Fe_2O_3 cân bằng nhau, được sử dụng để xây các lò nung chung. Do silica tồn tại ở các dạng thù hình khác nhau, nên gạch có hàm lượng silica cao se trải qua quá trình co dãn thuận nghịch khi được đốt nóng đến nhiệt độ làm việc. Khi hàm lượng silica càng cao thì sự dãn nở của gạch càng lớn, và hiện tượng này cần phải được lưu ý khi thiết kế lò nung cũng như khi vận hành lò.

Gạch nung thông thường, gạch nung có độ xốp cao và các loại gạch đặc biệt trong thành phần có bổ sung đất diatômit, thường được sử dụng làm lớp cách nhiệt của các lò nung.

Các thông tin chi tiết và đầy đủ về các loại vật liệu chịu lửa được sử dụng trong các quá trình và trong các lò luyện kim có thể tìm trong tài liệu [Norton, F.H.(1968) Refractories, 4th edn (Mc Graw – Hill); Lyle, O.(1947) Efficient use of steam (HMSO)].

7.4.33. Cácbon

Cácbon không bị thấm ướt và được tẩm các loại nhựa chống ăn mòn hóa học, được dùng cho các thiết bị chuyên dụng, đặc biệt cho các thiết bị truyền nhiệt. Cácbon có độ dẫn nhiệt cao, và chịu được ăn mòn trong hầu hết các môi trường hóa chất (trừ môi trường các axít có khả năng ôxy hóa) có nồng độ trên 30%. Ống bằng cácbon có thể sử dụng trong các thiết bị truyền nhiệt kiểu chùm ống thông dụng trong công nghiệp hóa chất, hoặc có thể sử dụng trong các thiết kế có bản quyền của các thiết bị truyền nhiệt. Trong các thiết kế này, các kênh cho dòng lỏng được sắp xếp trong từng khối bằng vật liệu cácbon. Chi tiết hơn về các thiết bị truyền nhiệt sử dụng vật liệu cácbon xem trong tài liệu [Hilland, A.(1960) Chem. and Proc.Eng.41,416. Graphite for heat exchangers; Denyer, M.(1991) Processing (July) 23. Graphite as a Material for heat exchangers].

7.4.34. Các lớp phủ bảo vệ

Để bảo vệ các cấu trúc bằng thép mềm, có thể sử dụng rất nhiều các loại sơn và các loại chất phủ hữu cơ khác nhau. Các loại sơn được dùng chủ yếu để chống ăn mòn của khí quyển. Trong khi đó, để chống ăn mòn cho các thiết bị công nghiệp hóa chất đã có nhiều loại sơn chống ăn mòn hóa học chuyên dụng được sản xuất. Các loại sơn cao su đã được clo hóa và các loại sơn trên cơ sở epoxy đã được sử dụng cho các mục đích này. Khi sử dụng các loại sơn và các lớp phủ việc chuẩn bị tốt các bề mặt đóng vai trò rất quan trọng trong việc trong việc đảm bảo khả năng bám dính tốt của màng sơn hoặc của các lớp phủ.

Phần tổng quan về các loại sơn dùng để bảo vệ các thiết bị hóa chất có thể tham khảo trong tài liệu [Ruff, C.(1984) Chem. Engr. London No.409 (Dec.) 27, Paint for Plants; Hullcoop, R.(1984) Processing (April) 13. The great cover up].

7.4.35. Thiết kế nhằm chống ăn mòn

Tuổi thọ của các thiết bị làm việc trong môi trường ăn mòn có thể được tăng lên bằng sự chú ý đúng mức khi thiết kế các chi tiết của thiết bị. Thiết bị phải thiết kế sao cho các dòng phải thoát được ra khỏi thiết bị hoàn toàn tự do và triệt để. Bề mặt bên trong của thiết bị cần phải nhẵn, phẳng và không được có các vết rạn nứt nhằm tránh sự tích lũy các sản phẩm ăn mòn và các chất rắn khác tại đây.

Khi cần ghép nối các chi tiết bên trong thiết bị nên ưu tiên sử dụng các mối nối đối đầu thay cho các mối nối ghép chồng lên nhau. Nên tránh để cho các kim loại khác nhau tiếp xúc với nhau trong thiết bị, hoặc phải đảm bảo sự cách ly chắc chắn giữa các kim loại này để tránh hiện tượng ăn mòn điện hóa. Phải chọn tốc độ của lỏng đi trong thiết bị đủ lớn (thường ở chế độ chảy xoáy) để tránh hiện tượng lắng các hạt rắn trên bề mặt thiết bị, nhưng không quá lớn để tránh hiện tượng ăn mòn – bào mòn.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. AILOR, W.H.(ed.) (1971) Handbook of Corrosion Testing and Evaluation (Wiley).
2. BAINES, D. (1984) Chem. Engr. London No. 161 (July) 24. Glass reinforced plastics in the process industries.
3. BENDALL, K. and GUHA, P. (1990) Process Industry Journal (Mar) 31. Balancing the cost of corrosion resistance.
4. BOYD, G. M. (1970) Brittle Fracture of Steel Structures (Butterworths).
5. BUTT, L, T. and WRIGHT, D. C. (1980) Use of Polymers in Chemical Plant Construction (Applied Science).
6. DECHEMA (1987) Corrosion Handbook (VCH).
7. CHAMPION, F. A. (1967) Corrosion Testing Procedures 3rd edn (Chapman Hall).
8. CLARK, E, E. (1970) Chem. Engr. London No. 242 (Oct) 312. Carbon Steels for the construction of chemical and allied plant.
9. DAY, M, F. (1979) Materials for High Temperature Use, Engineering Design Guide No. 28 (Oxford U.P.)
10. DEILY, J. E. (1997) Chem. Eng. Prog. 93 (June) 50. Use titanium to stand up to corrosives.
11. DENYER, M. (1991) Processing (July) 23. Graphite as a material for heat exchangers.
12. DILLON, C. P. (1986) Corrosion Control in the Chemical Industry (McGraw-Hill).
13. EVANS, U. R. (1963a) An Introduction to Metallic Corrosion (Arnold).
14. EVANS, L. S. (1963b) Rubber and Plastics Age 44, 1349. The chemical resistance of rubber and plastics.
15. EVANS, L. S. (1974) Selecting Engineering Materials for Chemical and Process Plant (Business Books); see also 2nd edn (Hutchinson, 1980).
16. EVANS, L. S. (1980) Chemical and Process Plant: a Guide to the Selection of Engineering Materials, 2nd edn (Hutchinson).
17. EVANS, V, (1966) Plastics as Corrosion Resistant Materials (Pergamon).
18. FALCKE, F. K. and LORENTZ, G. (eds) (1985) Handbook of Acid Proof Construction (VCH).
19. FENSOM, D. H. and CLARK, B. (1984) Chem. Engr., London No. 162 (Aug) 46. Tantalum: Its uses in the chemical industry.
20. FONTANA, M. G. (1986) Corrosion Engineering, 3rd edn (McGraw-Hill).
21. GORDON, J. E. (1976) The New Science of Strong Materials, 2nd edn (Penguin Books).
22. HAMNER, N. E. (1974) Corrosion Data Survey, 5th edn (National Association of Corrosion Engineers).
23. HARRIS, W. J. (1976) The Significance of Fatigue (Oxford U.P).
24. HEPNER, I. L. (ed) (1962) Materials of Construction for Chemical Plant (Leonard Hill).
25. HILLAND. A. (1960) Chem. and Proc. Eng. 41, 416. Graphite for heat exchangers.
26. HILLS, R. F. and HARRIES, D. P. (1960) Chem. and Proc. Eng. 41, 391. Sigma phase in austenitic stainless steel.

27. HOLDRIDGE, D.A. (1961) Chem. and Proc. Eng. 42,405. Ceramics.

28. HULLCOOP, R. (1984) Processing (April) 13. The great cover up.

29. INSTITUTE OF METALLURGISTS (1960) Toughness and Brittleness of Metals (iliffe).

30. JOWTIT, R. (ed) (1980) Hygienic design and operation of food plant (Ellis Horwood).

31. LANDELS, H. H. and STOUT, E. (1970) Brit. Chem. Eng. 15, 1289. Glassed steel equipment: a guide to current technology.

32. LLEWELLYN, D. T. (1992) Steels: Metallurgy and Applications (Butterworth-Heinemann).

33. LYLE, O. (1947) Efficient Use of Steam (HMSO).

34. MALLESON, J. H. (1969) Chemical Plant Design with Reinforced Plastics (McGraw-Hill).

35. MOORE, D. C. (1970) Chem. Engr. London No. 242 (Oct) 326. Copper.

36. MOORE, R. E. (1979) Chem. Eng., NY 86 (July 30th) 91. Selecting materials to resist corrosive conditions.

37. MOTTRAM, S. and LEVER, D. A. (1957) The Ind. Chem. 33, 62, 123, 177 (in three parts). Unplasticized P.V.C as a constructional material in chemical engineering.

38. NACE (1974) Standard TM-01-69 Laboratory Corrosion Testing of Metals for the Process Industries (National Association of Corrosion Engineers).

39. NORTON, F. H. (1968) Refractories. 4th edn (McGraw-Hill).

40. PECKNER, D. and BERNSTEIN, I. M. (1977) Handbook of Stainless Steels (McGraw- Hill).

41. PERRY, R. H. and CHILTON. C. H. (eds) (1973) Chemical Engineer s Handbook, 5th edn (McGraw-Hill)

42. PERRY, R. H. and GREEN, D. W. (eds) (1984) Perry's Chemical Engineers Handbook, 6th edn (McGraw-Hill)

43. RABALD, E. (1968) Corrosion Guide, 2nd edn (Elsevier).

44. ROSS, T. K. (1977) Metal Corrosion (Oxford U.P)

45. ROWE, D. (1994) Process Industry Journal (March) 37. Tempted by tantalum.

46. RUFF, C.(1984) Chem. Engr., London No. 409 (Dec) 27. Paint for Plants.

47. RUMFORD, F. (1954) Chemical Engineering Materials (Constable).

48. SAXMAN, T. E. (1965) Materials Protection 4 (Oct.) 43. Natural rubber tank linings.

49. SCHWEITZER, P. A. (1976) Corrosion Resistance Tables (Dekker).

50. SCHWEITZER, P. A. (1989) (ed) Corrosion and Corrosion Protections Handbook, 2nd edn (Marcell Dekker)

51. SCHWETTZER, P. A. (1998) Encyclopedia of Corrosion Protection (Marcel Dekker)

52. SEDRIKS, A. J. (1979) Corrosion Resistance of Stainless Steel (Wiley).

53. SHADDOCK, A. K. (1971) Chem. Eng., NY 78 (Aug. 9th)116. Designing for reinforced plastics.

54. SOAR, D. G.(1962) Chem. Proc. Eng. 43, 81. Paints.

55. TIMPERLEY, D.A. (1984) Inst. Chem. Eng. Sym. Ser. No. 84. 31. Surface finish and spray cleaning of stainless steel.

56. TURNER, M. (1989) Chem. Engr., London No. 460 (May) 52. What every chemical engineer should know about stress corrosion cracking.
57. UHLIG, H. H. (1963) Corrosion and Corrosion Control (Wiley); see also 2nd edn. 1971.
58. WARDE, E. (1991) Chem. Engr., London No. 502 (Aug. 15th) 35. Which super-duplex?
59. WEISERT, E. D. (1952a) Chem. Eng., NY 59 (June) 267. Hastelloy alloy C.
60 WEISERT, E. D. (1952b) Chem. Eng., NY 59 (July) 314. Hastelloy alloy B.
61. WELLS, A. A. (1968) British Welding Journal 15, 221. Fracture control of thick steel for pressure vessels.
62. WIGLEY, D. A. (1978) Materials for Low Temperatures, Engineering Design Guide No. 28 (Oxford U. P)

THƯ MỤC SÁCH THAM KHẢO THÊM

1. CALLISTER, W. D. Materials Science and Engineeering, an Introduction (Wiley, 1991).
2. CRANE, F.A.A. anf CHARLES, J. A. Selection and Use of Engineering Materials. 2nd edn (Butterworths. 1989).
3. EWALDS, H. L. Fracture Mechanics (Arnold, 1984)
4. FLINN, R. A. and TROJAN, P. K. Engineering Materials and Their Applications. 4th edn (Houghton Mifflin 1990).
5. GACKENBACH, R. E. Material Selection for Process Plants (Chapman and Hall, 1960).
6. HIGGINS, R. A. Properties of Engineering Materials (Arnold, 1977).
7. RAY, M. S. The Technology and Application of Engineering Materials (Prentice Hall, 1987).
8. ROLFE, S. T. Fracture Mechanics and Fatigue Control in Structures, 2nd edn (Prentice Hall, 1987).
9. Nguyễn Văn Huyền, Sổ tay đối chiếu kim loại thông dụng, NXB Xây dựng, Hà nội, 2005.

BỘ TÀI LIỆU VỀ TIÊU CHUẨN CỦA ANH VỀ VẬT LIỆU VÀ CÁC PHƯƠNG PHÁP THỬ VẬT LIỆU

BS 18: ... Method for tensile testing of metals.

- Part 1: 1970 Non-ferrous metals.
- Part2: 1971 Steel (general).

BS 131: ... Method for notched bar tests.

- Part 1: 1961 The Izod impact test on metals.
- Part 2: 1972 The Charpy V-notch impact test on metals.
- Part 3: 1972 The Charpy U-notch impact test on metals.
- Part 4: 1972 Calibration of impact testing machines for metals.
- Part 5: 1965 Determination of crystallinity.

BS 240: ... Method of Brinell hardness testing.

- Part 1: 1962 Testing of metals.
- Part 2: 1964 Verification of testing machine.

BS 427: ... Method for Vickers hardness test.

- Part 1: 1961 Testing of metals.
- Part 2: 1962 Verification of the testing machine.

BS 860: 1967 Tables for comparison of hardness scales.

BS 970: ... Specification for wrought steels for mechanical and allied engineering purposes – 4 parts.

BS 1501: ... Steels for pressure purposes: plates.

- Part 1: 1980, 1990 Specification for carbon and carbon manganese steels.
- Part 2: 1988 Specification for alloy steels.
- Part 3: 1990 Specification for corrosion and heat resisting steels.

BS 1502: 1982, 1990 Specification for steels for fired and unfired pressure vessels: sections and bars.

BS 1503: 1989 Specification for steels forgings for pressure purposes.

BS 1504: 1976, 1984 Specification for steels castings for pressure purposes.

BS 4175: ... Method for Rockwell superficial hardness test (N and T Scales).

- Part 1: 1967 Testing of metals.
- Part 2: 1970 Verification of testing machine.

BS 6364: ... Lining of equipment with polymeric materials for the process industries.

- Part 1: 1985 Specification for lining with sheet thermoplastics.
- Part 2: 1984 Specification for lining with non-sheet applied thermoplastics.
- Part 3: 1984 Specification for lining with stoved thermo setting resins.
- Part 4: 1984 Specification for lining with cold curing thermo setting resins.
- Part 5: 1985 Specification for lining with rubbers.

7.5. CẤU TẠO CÁC THÁP CHUYỂN KHỐI

Các thiết bị loại tháp thường được sử dụng để tiến hành các quá trình truyền nhiệt – chuyển khối (các quá trình chưng cất, hấp thụ, nhả khí ...) trong các ngành công nghiệp hoá chất, hoá dầu, chế biến dầu mỏ và các ngành công nghiệp khác.

Các loại tháp thường được chế tạo trong khoảng đường kính 400 ÷ 4000 mm để làm việc ở áp suất cao, áp suất trung bình và áp suất chân không. Khi làm việc ở áp suất đến 1,6 MPa, tháp được chế tạo thành từng đoạn và được ghép nối với nhau bằng các mặt bích. Khi tháp làm việc ở áp suất đến 4,0 MPa, ở áp suất khí quyển hoặc ở áp suất chân không (áp suất tuyệt đối ≥ 10 mmHg), tháp được chế tạo theo kiểu hàn liền khối.

Tuỳ thuộc vào đường kính, các tháp được chế tạo với các loại đĩa khác nhau. Các tháp loại đĩa khác nhau xem trong bảng 7.21.

Các tháp chuyển khối đường kính 400 ÷ 4000 mm đã được chuẩn hoá và được lắp các chi tiết đã được chuẩn hoá như: đĩa tiếp xúc giữa các pha, đĩa phân phối, các trụ đỡ, các cửa, nắp, đáy, mặt bích và bulông. Ngoài ra, cho tháp loại đệm, lưới đỡ đệm cũng được chuẩn hoá.

Tháp chuyển khối loại đệm đường kính 400 ÷ 800 mm được chế tạo thành từng đoạn và được ghép nối với nhau bằng mặt bích. Để phân phối đều dòng lỏng trên bề mặt của đệm, trong tháp được lắp các đĩa phân phối kiểu TCH – III và các đĩa phân phối lại dòng lỏng TCH – II. Từng lớp đệm trong tháp được đỡ bằng lưới đỡ đệm.

Tháp chuyển khối loại đệm có đường kính 1000 ÷ 2000 mm sử dụng loại đệm đổ lộn xộn được chế tạo liền khối có nắp có thể tháo rời. Để phân phối đều chất lỏng trên bề mặt của đệm, trong tháp có lắp thêm các đĩa phân phối lỏng kiểu TCH – III và đĩa phân phối lại lỏng TCH – II.

Đĩa phân phối lỏng kiểu TCH – III được lắp ở phần trên của tháp, còn đĩa phân phối lại lỏng kiểu TCH – II được lắp ở phía dưới lưới đỡ đệm (trừ ở phía dưới của lưới đỡ đệm dưới cùng). Từng lớp đệm của tháp được đổ trên lưới đỡ đệm. Chiều cao của từng lớp đệm do người đặt hàng quyết định. Cho từng lớp đệm, trên thân tháp có lắp hai cửa đường kính 500 mm.

Trên thân tháp liền khối loại đĩa đều được lắp các cửa để phục vụ cho mục đích bảo dưỡng và sửa chữa đĩa. Khoảng cách giữa các cửa khoảng 5 – 10 đĩa và các cửa liền kề này được bố trí đối xứng nhau theo hướng kính của thân tháp.

Các cửa được chế tạo theo tiêu chuẩn riêng của các nước. Ví dụ, tiêu chuẩn của Nga là OCT 26.2000 – 77, OCT 26.2015 – 77.

Cho các tháp có đường kính 1000 ÷ 1600 mm nên sử dụng các cửa có đường kính 500 mm, với khoảng cách giữa các đĩa ở vị trí đặt cửa là 800 mm. Cho các tháp có đường kính D_T > 1600 mm, đường kính cửa nên chọn là 600 mm và khoảng cách giữa các đĩa ở vị trí đặt cửa là 800 mm và 1000 mm. Để bảo dưỡng các đĩa kiểu TKП và TCO nên sử dụng các cửa có đường kính 450 mm và 500 mm.

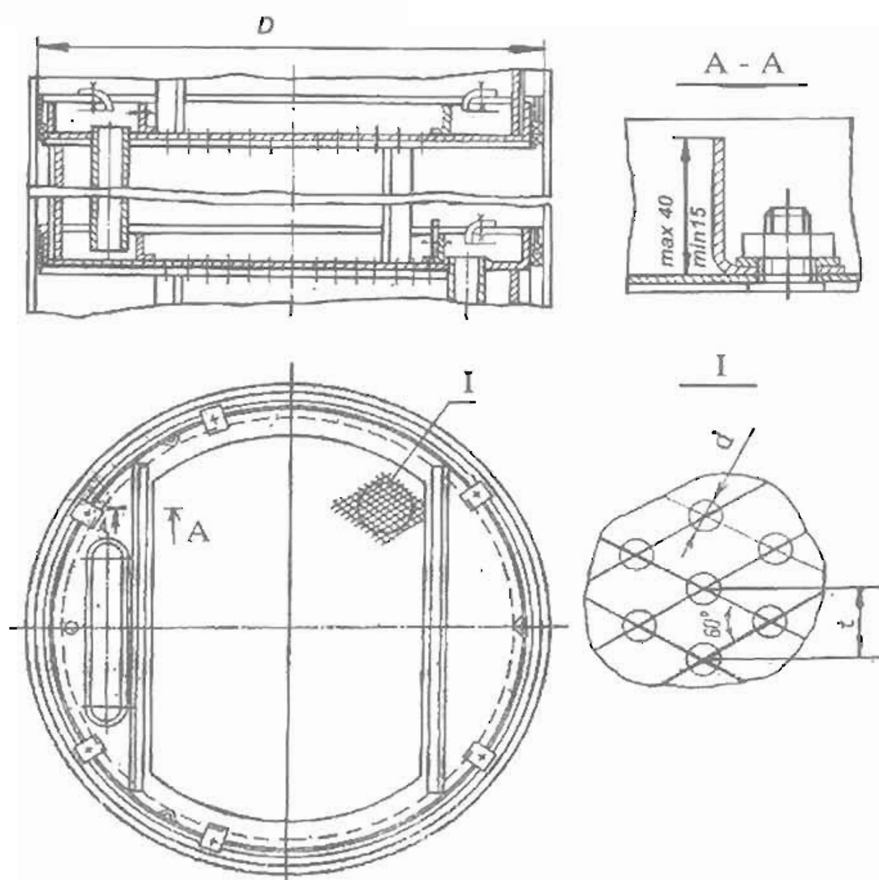
Chiều dày nhỏ nhất của thân tháp phụ thuộc vào đường kính của tháp:

Đường kính tháp D_T, mm	*Chiều dày thân tháp t_c, mm*
1000 ÷ 1800	10
2000 ÷ 2600	12
2800 ÷ 3200	14
3400 ÷ 3800	18
4000	24

Bảng 7.21. Các loại tháp chuyển khối

Loại tháp	*Loại đĩa*	*Dãy đường kính của tháp, mm*																		
		400	500	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600	3800	4000
Đĩa chóp KCK	TCK–1 (OCT 26–01–282—74)	+	+	+	+	+														
	TCK–P (OCT 26–803—73)					+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+		
	TCK–РЦ, TCK–PБ (OCT 26–1111—74)							+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+		
Đĩa lỗ KCC	TC,TC–P, TC–P2, TC–РЦ, TC - PБ (OCT 26–805—73)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+		
Đĩa rãnh KCP	TC – P (OCT 26–675—72)	+	+	+	+	+	+	+	+	+										
	TP (OCT 26–666—72)										+	+	+	+	+	+	+	+		
Đệm đổ lộn xộn KCH	TCH–II. TCH–III (OCT 26–705—73)	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+		
Đĩa van KK Π	TKΠ–một đường đi của lỏng (OCT 26–02–1401—77)				+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+		
	TKΠ–hai đường đi của lỏng (OCT 26–02–1401—77)									+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	

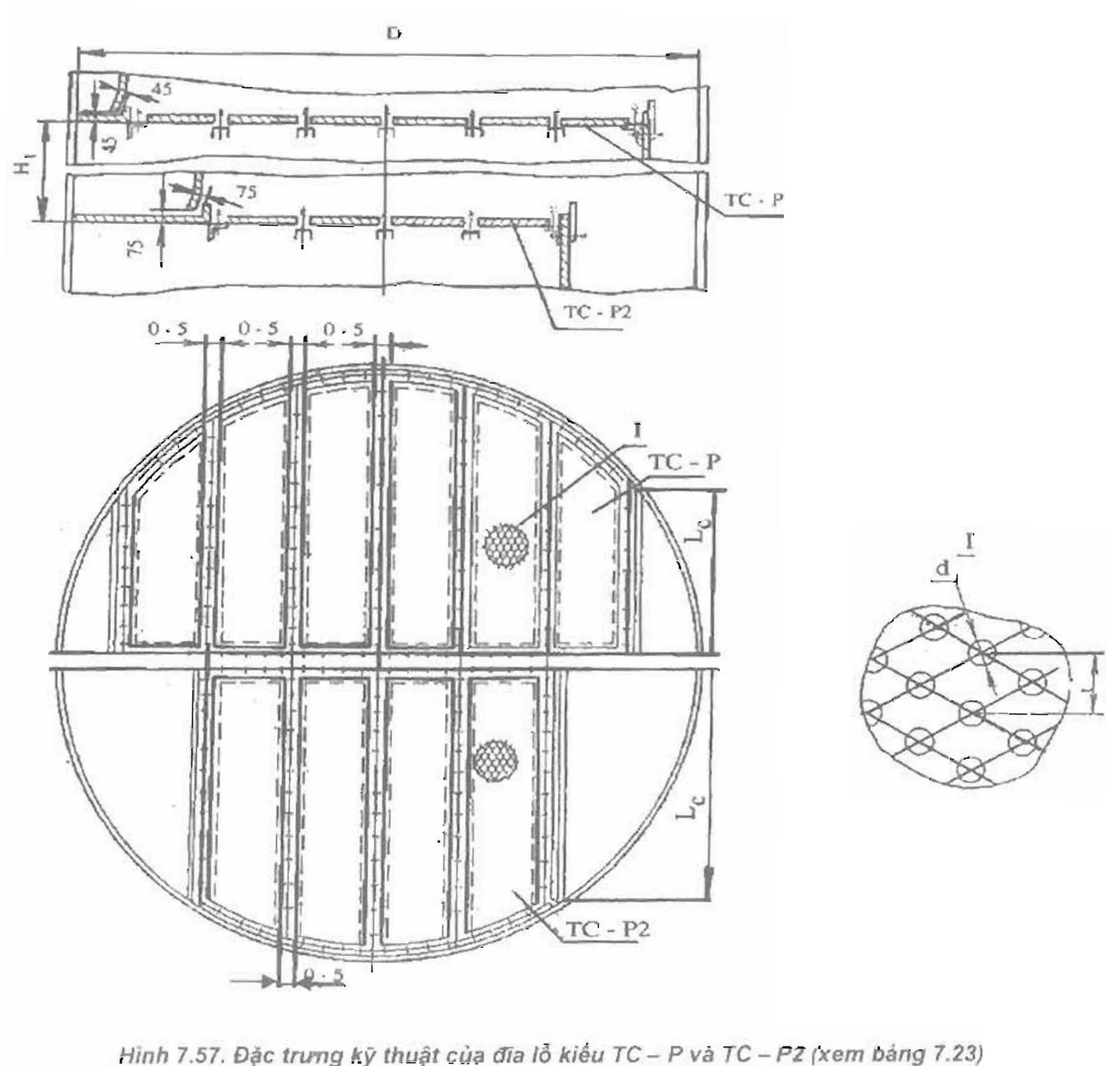
7.5.1. Tháp chuyển khối loại đĩa lỗ



Hình 7.56. Đĩa lỗ kiểu TC

Bảng 7.22. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa lỗ kiểu TC (theo OCT 26.805–73)

Đường kính tháp D, mm	Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2	Diện tích tự do của đĩa, m^2	Đường kính lỗ d, mm				Diện tích chảy truyền, m^2	Diện tích chảy truyền %	Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_C, m	Khối lượng đĩa, kg
			3	4	5	8				
			Bước lỗ t, mm							
			7 – 12	8 – 13	10 – 18	16 – 25				
			Diện tích tự do tương đối của đĩa, %							
400	0,126	0,051	6,62 – 2,26	9,1 – 2,56	9,1 – 2,78	9,1 – 3,7	0,004	3,81	0,302	8,2
500	0,196	0,089	7,57 – 2,62	10,3 – 2,93	10,3 – 3,18	10,3 – 4,22	0,007	3,6	0,4	10
600	0,28	0,14	8,2 – 2,8	11,2 – 3,2	11,2 – 3,46	11,2 – 4,6	0,01	4,3	0,48	13,6
800	0,51	0,41	10,25 – 3,49	14 – 3,96	13,9 – 4,3	14 – 5,7	0,016	4,1	0,57	21
1000	0,785	0,713	10 – 3,38	13,6 – 3,86	13,6 – 4,2	13,6– 5,55	0,036	4,6	0,8	41,5



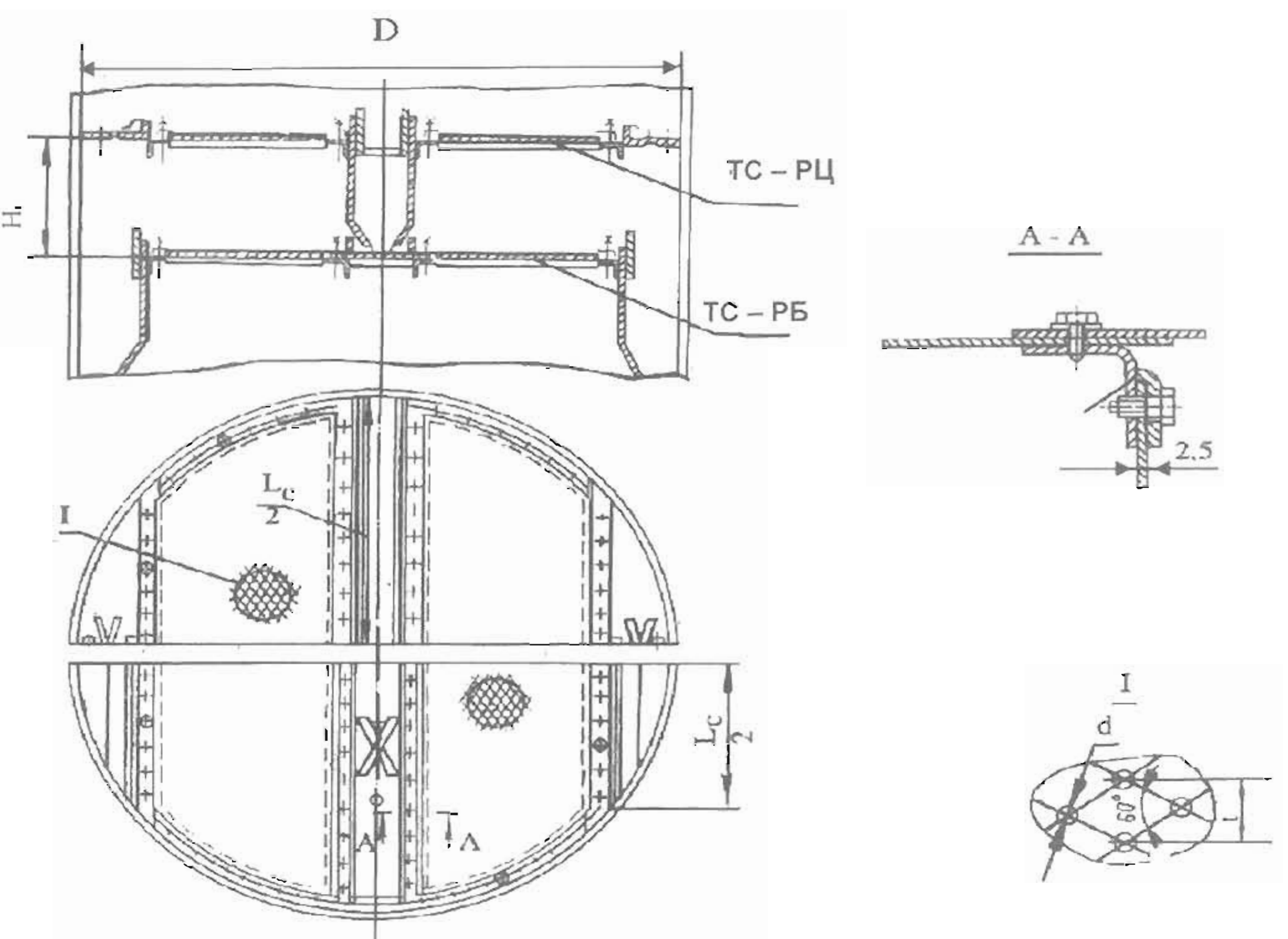
Hình 7.57. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa lỗ kiểu TC – P và TC – P2 (xem bảng 7.23)

Bảng 7.23. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa lỗ kiểu TC – P và TC – P2 (theo OCT 26.805 – 73)

Đường kính tháp D, mm	*Kiểu đĩa*	*Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2*	*Diện tích làm việc của đĩa, m^2*	*Đường kính lỗ d, mm*				*Diện tích chảy truyền, m^2*	*Diện tích chảy truyền, %*	*Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_C, m*	*Khối lượng đĩa, kg*
				3	4	5	8				
				Bước lỗ t, mm							
				7 – 12	8 – 15	10 – 17	16 – 25				
				Diện tích tự do tương đối của đĩa, %							
1200	TC – P	1,13	1,01	8,4 – 2,75	11,1 – 3,13	11,1 – 3,4	11,1 – 4,5	0,06	5,3	0,722	62
	TC – P2	1,13	0,896	7,65 – 2,6	10,4 – 2,97	10,4 – 3,25	10,4 – 4,28	0,117	10,53	0,884	58
1400	TC – P	1,54	1,368	8,5 – 3,48	13,9 – 3,96	13,9 – 4,3	13,9 – 5,71	0,087	5,65	0,86	72
	TC – P2	1,54	1,072	8,5 – 3,23	12,9 – 3,67	12,9 – 3,99	12,9 – 5,29	0,234	19,2	1,135	73
1600	TC – P	2,01	1,834	10,4 – 3,58	14,7 – 4,06	14,7 – 4,42	14,7 – 5,86	0,088	4,4	0,795	89
	TC – P2	2,01	1,426	10,3 – 3,5	14,1 – 3,98	14,1 – 4,32	14,1 – 5,74	0,292	14,5	1,28	85
1800	TC – P	2,54	2,294	13,8 – 4,7	18,8 – 5,34	18,8 – 5,8	18,8 – 7,69	0,123	4,85	1,05	115
	TC – P2	2,54	1,64	13,2 – 4,5	18 – 5,14	18 – 5,57	18 – 7,4	0,45	17,7	1,52	96,5
2000	TC – P	3,14	2,822	11,6 – 3,95	15,8 – 4,5	15,8 – 4,89	15,8 – 6,49	0,159	5,06	1,19	120
	TC – P2	3,14	2,09	8,2 – 2,78	11,4 – 3,17	11,4 – 3,44	11,4 – 4,57	0,525	16,7	1,66	107
2200	TC – P	3,8	3,478	13,3 – 4,48	17,9 – 5,08	17,9 – 5,52	17,9 – 7,32	0,161	4,25	1,24	138
	TC – P2	3,8	2,46	7,9 – 2,68	10,7 – 3,06	10,7 – 3,32	10,7 – 4,37	0,67	15	1,85	137
2400	TC – P	4,52	3,9	11,1 – 3,78	15,3 – 4,29	15,3 – 4,62	15,3 – 6,18	0,317	6,9	1,57	172
	TC – P2	4,52	2,96	9,2 – 6,12	12,5 – 3,59	12,5 – 3,85	12,5 – 5,11	0,77	17	2	162,5

2600	TC – P	5,3	4,784	12,2 – 4,17	16,7 – 4.73	16,7 – 5,3	16,7 – 6,81	0,258	4,88	1,54	200
	TC – P2	5,3	3,27	7,5 – 2,58	10,4 – 2,9	10,4 – 3,15	10,4 – 4.18	1,015	19.2	2.25	188
2800	TC – P	6,16	5,64	13.7 – 4,65	18,6 – 5.28	18,6 – 5,73	18,6 – 7.6	0.26	4,2	1,575	218
	TC – P2	6.16	3,96	7,75 – 2,64	10,5 – 2,99	10,5 – 3,26	10.5 – 4,32	1,1	17,0	2.385	189
3000	TC – P	7,06	6,43	12,5 – 4,27	17,1 – 4,83	17,1 – 5,25	17,1 – 6,96	0,315	4,4	1,715	340
	TC – P2	7,06	4,52	5,5 – 1.87	7,5 – 2,12	7,46 – 2,31	7,5 – 3,06	1,27	18	2,61	220
3200	TC – P	8,04	7,268	13 – 4,42	17,7 – 5.02	17,7 – 5,45	17.7 – 7,23	0,385	4,7	1.86	265
	TC – P2	8.04	5,03	8,7 – 2,96	11,8 – 3.37	11,8 – 3,65	11,8 – 4,85	1,505	18,7	2.74	255
3400	TC – P	9,06	8,308	11,9 – 4,07	16,3 – 4,61	16,3 – 5	16,3 – 6,64	0,376	4.15	1,905	290
	TC – P2	9.06	5,88	9,2 – 3,12	12,5 – 3,56	12,5 – 3,85	12,5 – 5,13	1,59	17.6	2.87	270
3600	TC – P	10,2	9	11,9 – 4,05	16,2 – 4,6	16,2 – 5	16,2 – 6,64	4,59	5,7	2,24	305
	TC – P2	10,2	6,3	8,11 – 2,75	11.1 – 3,13	11,1 – 3,4	11,1 – 4,52	19,1	1,95	3,1	295

Ghi chú: Bước lỗ thay đổi từng mm một. Khối lượng đĩa tính tại bước lỗ t = 10mm và đường kính lỗ d = 3mm. Cho các tháp có D = 400 – 1000mm khoảng cách giữa các đĩa H_T = 300mm, và cho các tháp có D = 1200 – 3600mm khoảng cách giữa các đĩa H_T = 500mm. Khi tính khối lượng của đĩa đã chọn khối lượng riêng của vật liệu ρ = 7850kg/m^3.



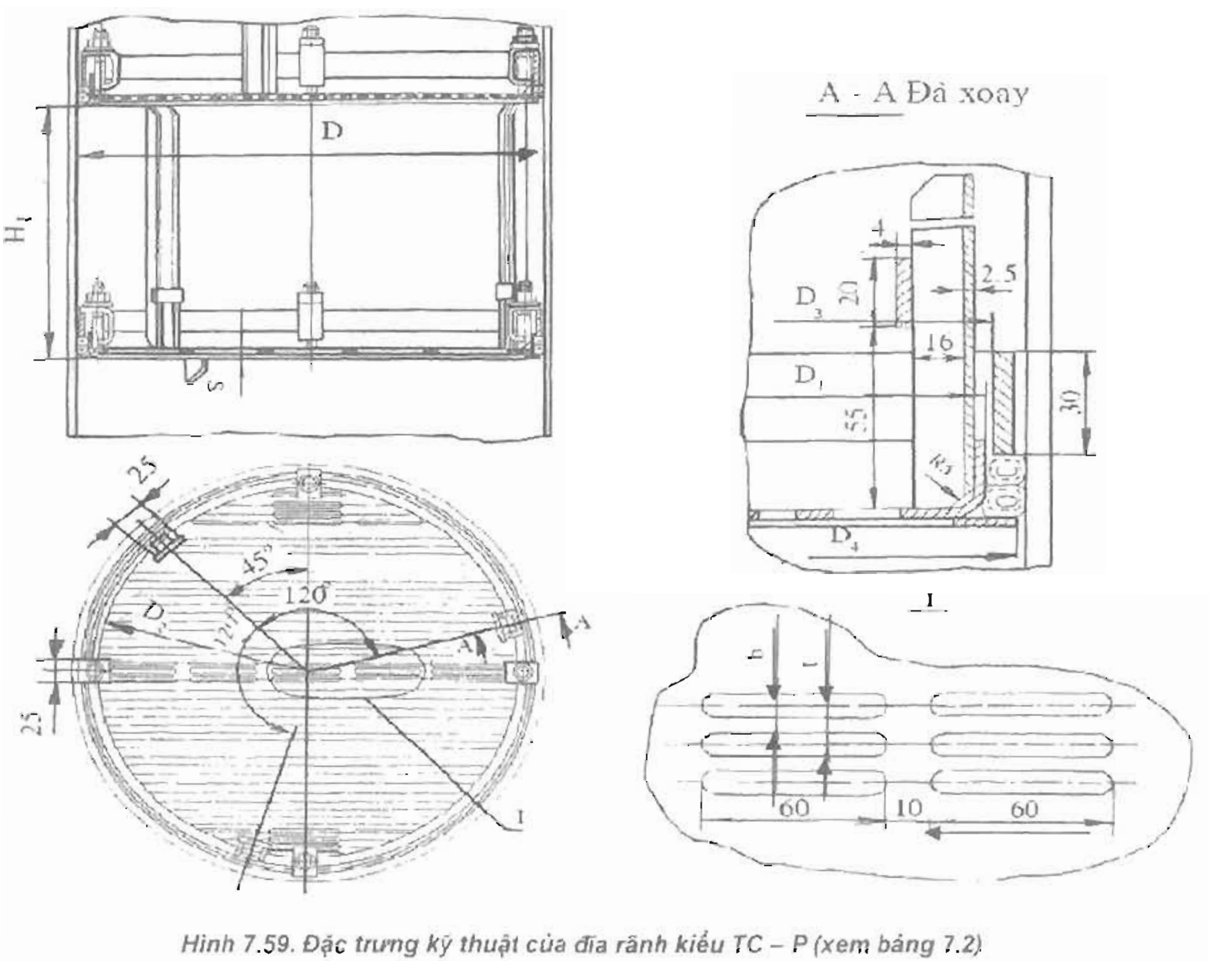
Hình 7.58. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa lỗ kiểu TC – PЦ và TC – PБ (xem bảng 7.24)

Bảng 7.24. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa lỗ kiểu TC – PЦ và TC – PБ (theo OCT 26.805 – 73)

Đường kính D, mm		1400		1600		1800		2000		2200	
Kiểu đĩa		TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ
Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2		1,54		2,01		2,54		3,14		3,8	
Diện tích làm việc của đĩa, m^2		1.078		1,44		1,928		2,2		2,92	
Diện tích lỗ, %:											
Tại d, mm	Tại t, mm										
8	16 – 25	6,82 – 2,32		7,48 – 2,55		8.81 – 2,99		9,26 – 3,15		9,64 – 3,28	
5	10 – 18	9,28 – 2.64		10,18 – 2,89		11,99 – 3.58		12,6 – 3.58		13,13 – 3,73	
4	8 – 15	9,28 – 2,86		10,18 – 3,14		11,99 – 3,7		12,6 – 3,89		13,13 – 4,05	
3	7 – 12	9,28 – 3.8		10,18 – 4.17		11,99 – 4,91		12,6 – 5,16		13,13 – 5,38	
Diện tích chảy truyền lỏng, m^2		0.211	0,251	0,259	0,311	0,277	0,334	0,404	0,536	0,426	0,464
Diện tích chảy truyền lỏng, %		13,7	16,3	12,9	15,4	10,9	13,2	12,8	17,1	11,2	12,2
Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_c, m		2,34	1,932	2,74	2,22	3,15	2,304	3,55	2,792	3,95	2,77
Khối lượng đĩa, kg		123	119	140	134	157	149	208	199	263	251

Đường kính D, mm		2400		2600		2800		3200		3600	
Kiểu đĩa		TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ	TC – PЦ	TC – PБ
Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2		4,52		5,3		6,16		8,04		10,2	
Diện tích làm việc của đĩa, m^2		3,618		4,032		4,857		5,604		7,325	
Diện tích lỗ, %:											
Tại d, mm	Tại t, mm										
8	16–25	10,48 – 3,56		9,93 – 3,38		10,62 – 3,61		9,33 – 3,17		9,93 – 3,39	
5	10–18	14,26 – 4,05		13,5 – 3,84		14,46 – 4,11		12,7 – 3,61		13,5 – 3,86	
4	8–15	14,26 – 4,4		13,5 – 4,17		14,46 – 4,46		12,7 – 3.92		13,5 – 4.19	
3	7–12	14,26 – 5,84		13,5 – 5,53		14,46 – 5,92		12,7 – 5,2		13,5 – 5.56	
Diện tích chảy truyền lỏng, m^2		0,444	0,458	0,582	0,696	0,629	0,674	1,064	1,372	1,273	1,582
Diện tích chảy truyền lỏng, %		9,8	10,1	11	13,2	10,2	10,9	13,2	17,1	12,5	15,5
Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_c, m		4,35	2,824	4,75	3,368	5,15	3,412	5,95	4,446	6,75	4,896
Khối lượng đĩa, kg		360	280	305	288	360	358	525	488	600	570

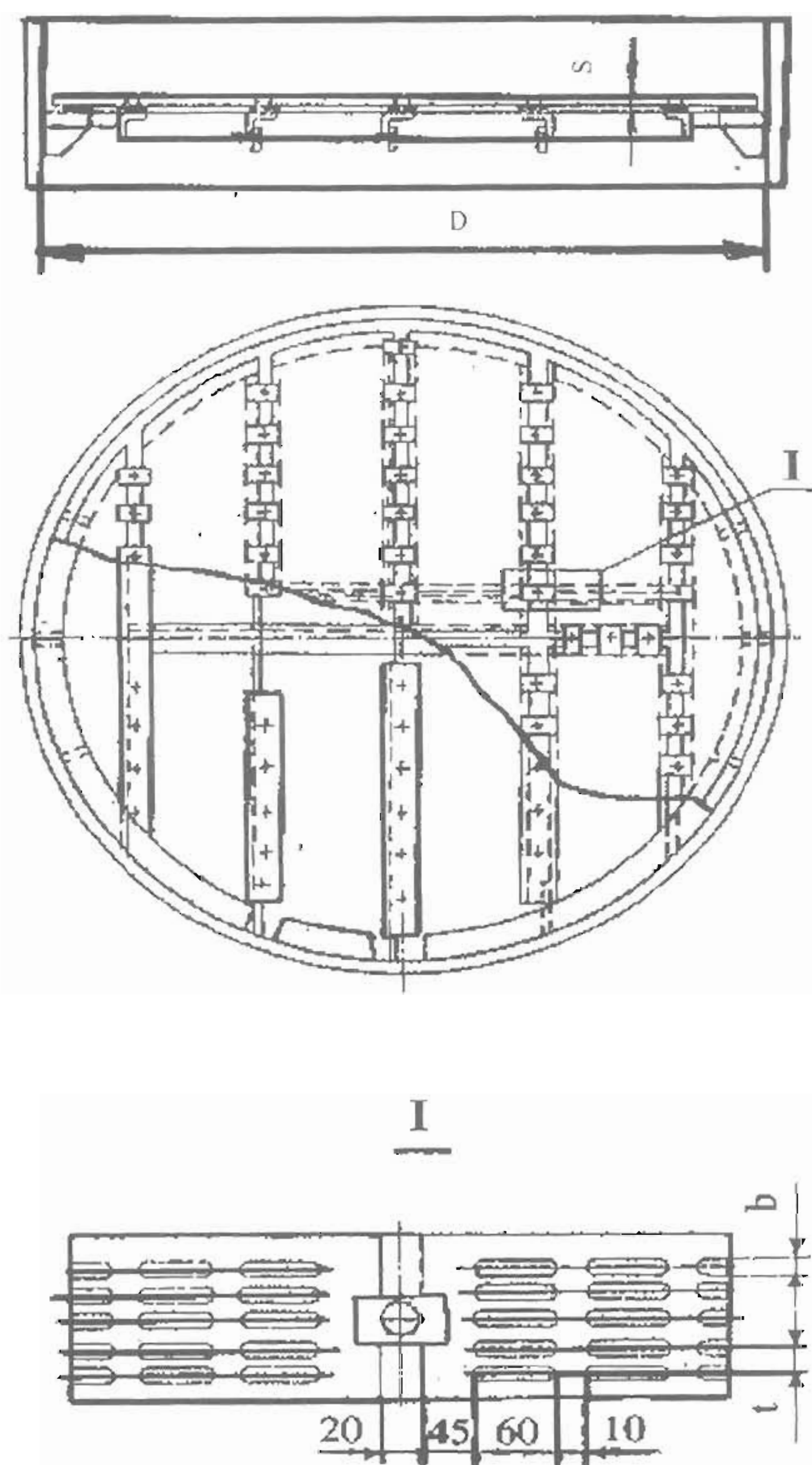
7.5.2. Tháp chuyển khối loại đĩa rãnh



Hình 7.59. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa rãnh kiểu TC – P (xem bảng 7.2)

Bảng 7.25. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa rãnh kiểu TC– P (theo OCT 26.675 – 72)

Đường kính tháp D, mm	*Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2*	*D_1, mm*	*D_2, mm*	*D_3, mm*	*D_4, mm*	*b, mm*	*s, mm*	*Bước rãnh t, mm*												*Khối lượng đĩa, kg*
								8	10	12	14	15	18	20	22	24	28	32	36	
								Diện tích tiết diện tự do của đĩa, m^2/m^2												
400	0,125	380	360	386	395	4	2,5	0,18	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	0,06	–	–	–	5,1
						6		–	0,23	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,09	0,07	0,06	0,05	–	
500	0,196	480	460	485	495	4		0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	0,07	0,06	–	–	–	7,6
						6		–	0,24	0,19	0,15	0,14	0,13	0,11	0,09	0,08	0,07	0,06	–	
600	0,283	580	560	585	595	4		0,2	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,1	0,08	0,07	–	–	–	10
						6		–	0,25	0,2	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07	–	
800	0,503	780	760	785	795	4		0,21	0,17	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	–	–	–	14,7
						6		–	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	–	

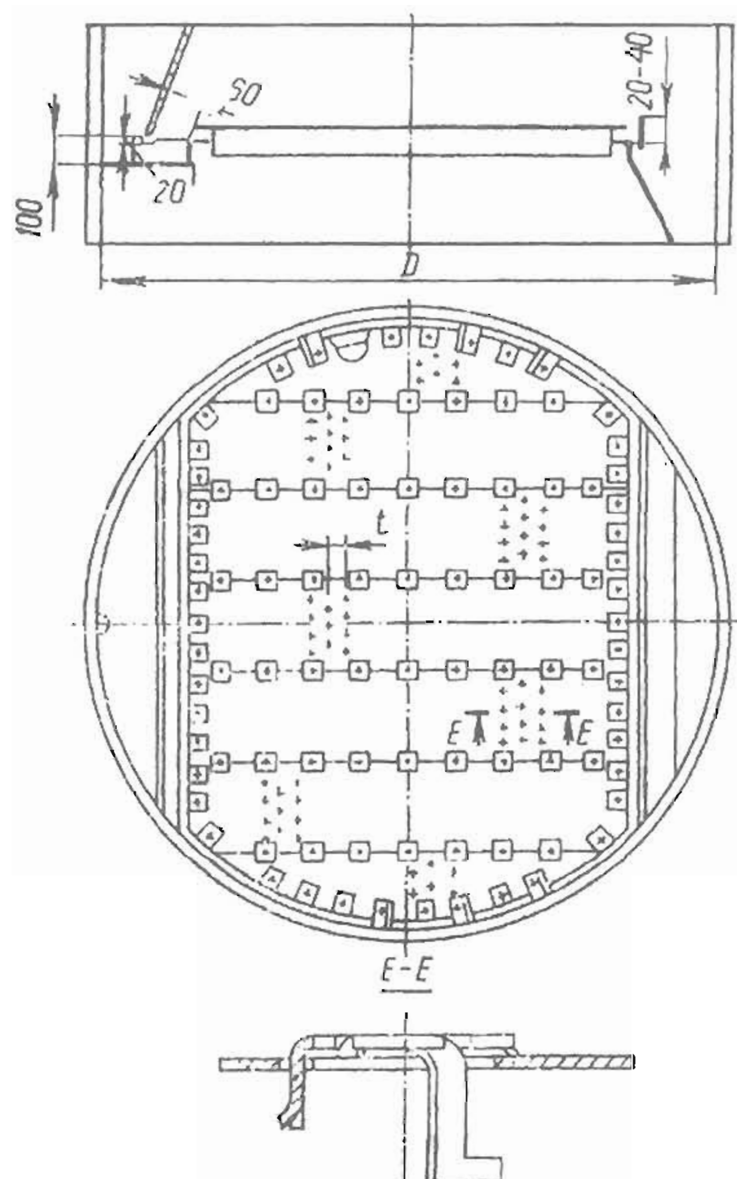


Hình 7.60. Đặc trưng kỹ thuật đĩa của rãnh kiểu TP (xem bảng 7.26)

Bảng 7.26. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa rãnh kiểu TP (theo OCT 26.666 – 72)

Đường kính tháp D, mm	*Vật liệu*	*s, mm*	*b, mm*	*Bước rãnh t, mm*												*Khối lượng đĩa, kg (≤)*
				8	10	12	14	16	18	20	22	24	28	32	36	
				Diện tích tự do của đĩa, m^2/m^2												
1000	Thép hợp kim	2	4	0,22	0,17	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	0,07	–	–	–	38
	Tháp các bon	4	6	–	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07	55
1200	Thép hợp kim	2	4	0,24	0,21	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	0,08	–	–	–	49
	Tháp các bon	4	6	–	0,32	0,24	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08	72
1400	Thép hợp kim	2	4	0,25	0,21	0,18	0,16	0,16	0,12	0,10	0,09	0,08	–	–	–	60
	Tháp các bon	4	6	–	0,32	0,26	0,23	0,20	0,17	0,16	0,15	0,14	0,11	0,1	0,09	91
1600	Thép hợp kim	2	4	0,26	0,20	0,17	0,14	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	–	–	–	79
	Tháp các bon	4	6	–	0,31	0,25	0,21	0,19	0,17	0,15	0,14	0,13	0,11	0,1	0,09	123
1800	Thép hợp kim	2	4	0,28	0,22	0,18	0,15	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–	94
	Tháp các bon	4	6	–	0,32	0,27	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	148
2000	Thép hợp kim	2	4	0,26	0,20	0,17	0,15	0,13	0,12	0,10	0,09	0,08	–	–	–	129
	Tháp các bon	4	6	–	0,31	0,26	0,28	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	199
2200	Thép hợp kim	2	4	0,27	0,20	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–	151
	Tháp các bon	4	6	–	0,32	0,26	0,22	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,1	0,09	235
2400	Thép hợp kim	2	4	0,27	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–	196
	Tháp các bon	4	6	–	0,31	0,27	0,22	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12	0,1	0,09	301
2600	Thép hợp kim	2	4	0,3	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–	228
	Tháp các bon	4	6	–	0,31	0,27	0,24	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	335
2800	Thép hợp kim	2	4	0,27	0,24	0,19	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–	249
	Tháp các bon	4	6	–	0,36	0,28	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	367
3000	Thép hợp kim	2	4	0,28	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–	285
	Tháp các bon	4	6	–	0,33	0,28	0,24	0,21	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	389

7.5.3. Tháp chuyển khối loại đĩa van



Hình 7.61. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa van một đường đi của lỏng kiểuTKП (xem bảng 7.27 và 7.28)

Bảng 7.27. Khối lượng của đĩa van một đường đi của lỏng kiểuTKП (OCT 26-02-1401-77)

Đường kính tháp D, mm	*Khối lượng đĩa, kg (≤)***		
	Bằng thép các bon		*Bằng thép hợp kim*
	Khối lượng chung	Khối lượng các chi tiết bằng thép chịu ăn mòn	
1000	80	45	55
1200	95	55	70
1400	125	70	90
1600	145	80	100
1800	170	100	125
2000	200	120	145
2200	225	135	170
2400	270	160	200
2600	290	175	220
2800	330	200	240
3000	360	220	270
3200	470	280	350
3400	500	300	395
3600	570	340	445
3800	620	370	480
4000	670	400	520

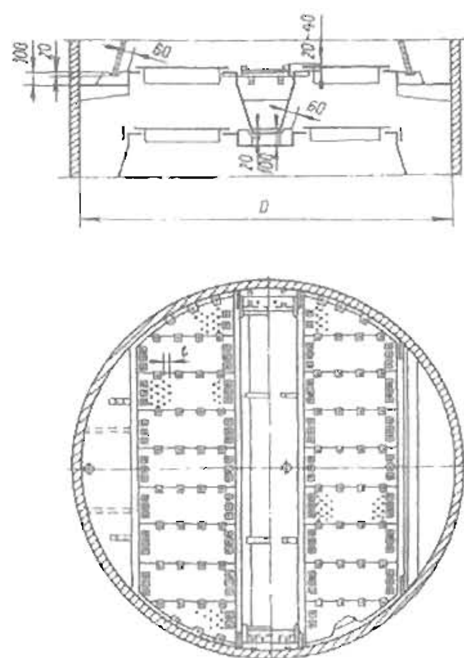
Ghi chú: ** Khối lượng được tính cho khoảng cách giữa các đĩa H_T = 600mm

Bảng 7.28. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa van một đường đi của lỏng kiểu TKП (theo OCT 26.02.1401 – 77)

Đường kính tháp D, mm	Tiết diện tự do của tháp, m^2	Diện tích làm việc của đĩa, m^2	Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_C, m	Diện tích chảy truyền lỏng, m^2	Bước t, mm								
					50			75			100		
					Diện tích tự do của đĩa, %	Số lượng van	Số dãy van theo đường đi của lỏng	Diện tích tự do của đĩa, %	Số lượng van*	Số dãy van theo đường đi của lỏng	Diện tích tự do của đĩa, %	Số lượng van*	Số dãy van theo đường đi của lỏng
ĐĨA VAN THEO PHƯƠNG ÁN A													
1000	0,78	0,5	0,84	0,14	7,69	48	6	5,12	32	4	–	–	–
1200	1,13	0,79	0,97	0,17	10,44	94	9	6,63	60	6	5,57	50	5
1400	1,54	1,1	1,12	0,22	11,42	140	12	7,79	96	8	5,84	72	6
1600	2,01	1,47	1.26	0.27	13.23	212	15	8,25	132	10	6.36	102	8
1800	2,55	1,83	1,43	0,3	13.23	268	17	8,46	172	11	6,90	140	9
2000	3,14	2,24	1,6	0,45	13,65	342	19	9,36	234	13	7,03	176	10
2200	3,80	2,76	1,74	0,52	14,26	432	22	9,44	286	15	7,13	216	11
2400	4,52	3,21	1,92	0,66	14,55	524	24	9,55	344	16	7,20	260	12
2600	5,30	3,84	2,05	0,74	14,91	630	27	9,98	422	18	7,71	326	14
2800	6,15	4,41	2.23	0,87	15,25	748	29	10,12	496	19	7,75	380	15
3000	7,07	5,01	2,4	1.03	14,87	838	31	9,95	560	21	7,28	410	16
3200	8,04	5,76	2,54	1,14	15,32	982	34	10,51	674	23	7,70	496	17
3400	9,08	6,44	2,72	1,32	15,38	1112	36	10,22	740	24	7,62	556	18

3600	10,20	7,39	2,85	1,4	15,87	1290	39	9,84	800	26	7,83	636	20
3800	11,30	8,08	3,03	1,61	15,8	1424	41	10,45	938	27	8,66	780	21
4000	12,60	8,96	3,2	1,82	15,83	1590	43	10,67	1072	29	8,08	812	22
ĐĨA VAN THEO PHƯƠNG ÁN B													
1000	0,78	0,6	0,76	0,09	10,3	64	8	5,76	36	5	4,48	28	4
1200	1,13	0,93	0.84	0,1	13,36	120	12	7,57	68	8	6,01	54	6
1400	1,54	1,3	0,93	0,12	14,34	176	16	10,12	124	11	7,46	92	8
1600	2,01	1,65	1,12	0,18	14,72	236	18	10,5	168	12	7,86	126	9
1800	2,55	2,17	1,2	0,19	16	328	22	10,62	216	15	7,1	144	11
2000	3,14	2.68	1,32	0,23	16,37	422	25	10,15	254	17	8,88	222	13
2200	3.80	3,18	1,51	0,31	16,57	502	27	11,23	340	18	5,7	260	14
2400	4,52	3,77	1,65	0,37	17,23	620	30	11,43	412	20	8,78	316	15
2600	5,30	4,52	1,73	0,39	18,23	770	34	12,35	522	23	9,14	386	17
2800	6,15	5,35	1,8	0,4	18.58	910	38	12.45	610	25	9,31	456	19
3000	7,07	5,94	2,04	0,56	18,18	1024	39	12,15	684	26	9,3	524	20
3200	8,04	6,88	2,11	0,58	18,82	1210	43	12,76	818	29	9,68	620	22
3400	9,08	7.76	2,26	0,68	18,91	1368	46	12,66	916	31	9,5	688	23
3600	10,20	8.73	2,38	0,73	19,11	1554	49	12,77	1036	33	9,67	786	25
3800	11.30	9.54	2,57	0.88	19,08	1720	51	12,65	1140	34	9,72	876	26
4000	12,60	10,78	2,64	0,91	19,38	1946	55	12,98	1304	37	9,84	988	28

Ghi chú: * Số lượng van trên đĩa có thể giảm 5% so với số lượng trong bảng.



Hình 7.62. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa van hai đường đi của lòng kiểu TKP (xem bảng 7.29 và 7.30)

Bảng 7.29. Khối lượng của đĩa van hai đường đi của lòng kiểu TKP (theo OCT 26-02-1401-76)

Đường kính tháp D, mm	*Khối lượng đĩa, kg (≤)***		
	Bằng thép các bon		*Bằng thép hợp kim*
	Khối lượng chung	Khối lượng các chi tiết bằng thép chịu ăn mòn	
1400	190	60	125
1600	230	70	140
1800	270	80	160
2000	360	110	210
2200	390	120	230
2400	430	130	275
2600	470	145	300
2800	520	155	330
3000	570	170	370
3200	620	185	420
3400	680	210	470
3600	750	230	520
3800	820	250	560
4000	900	270	620

Ghi chú: *** Khối lượng các đĩa được tính tại khoảng cách đĩa H_T = 600mm

Bảng 7.30. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa van hai đường đi của lỏng kiểu TKP (theo OCT 26.02.1401 – 76)

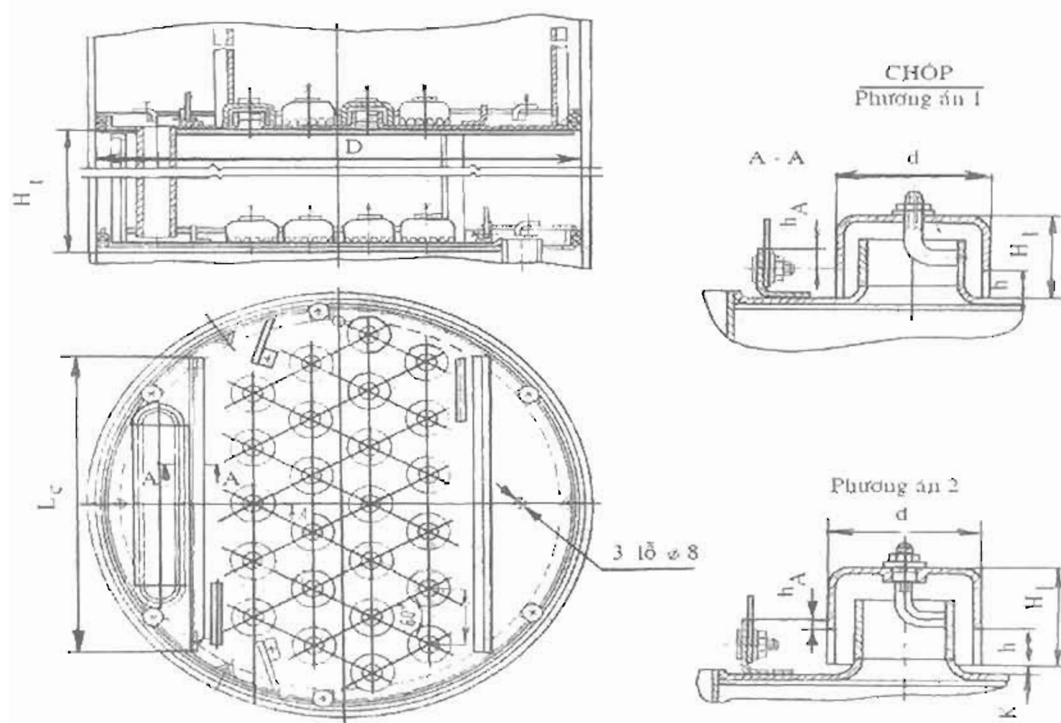
Đường kính tháp D, mm	*Tiết diện tự do của tháp, m^2*	*Diện tích làm việc của đĩa, m^2*	*Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_C, mm*	*Diện tích chảy truyền lỏng, m^2*	*Bước t, mm*								
					50			75			100		
					Diện tích tự do của đĩa, %	*Số lượng van***	*Số dãy van theo 1 đường đi của lỏng*	*Diện tích tự do của đĩa, %*	*Số lượng van***	*Số dãy van theo 1 đường đi của lỏng*	*Diện tích tự do của đĩa, %*	*Số lượng van***	*Số dãy van theo 1 đường đi của lỏng*
DĨA VAN THEO PHƯƠNG ÁN A													
1400	1,54	1,02	1,88	0,22	6,3	78	3	–	–	–	–	–	–
1600	2,01	1,25	2,24	0,33	7,24	116	4	5,65	90	3	–	–	–
1800	2,55	1,72	2,4	0,38	8,09	164	6	5,14	104	4	–	–	–
2000	3,14	2,08	2,64	0,46	8,95	224	7	6,24	156	5	4,95	124	4
2200	3,80	2,51	3,02	0,53	9,12	276	8	5,94	180	5	4,48	136	4
2400	4,52	2,93	3,3	0,69	9,56	344	9	6,56	236	6	5,34	192	5
2600	5,30	3,62	3,46	0,76	11,4	480	11	7,4	312	7	6,1	256	6
2800	6,15	4,36	3,6	0,81	12,32	604	13	8,66	424	9	6,78	332	7
3000	7,07	4,74	4,08	1,03	11,68	656	13	8,03	452	9	6,11	344	7
3200	8,04	5,59	4,22	1,12	12,35	788	15	8,66	536	10	6,27	416	8
3400	9,08	6,23	4,52	1,32	12,3	890	16	8,61	624	11	6,24	452	8
3600	10,18	7,11	4,76	1,43	12,75	1032	17	8,3	672	11	6,67	540	9

3800	11,34	7,68	5,14	1,69	12,8	1148	18	8,65	776	12	6,46	580	9
4000	12,57	8,75	5,28	1,79	13,4	1336	20	8,79	876	13	6,82	680	10
ĐĨA VAN THEO PHƯƠNG ÁN B													
1400	1,54	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
1600	2,01	1,42	2,06	0,26	9,75	156	5	5,65	90	3	5,65	90	3
1800	2,55	1,88	2,26	0,3	9,27	188	7	6,91	140	5	5,13	104	4
2000	3,14	2,41	2,4	0,32	11,35	234	9	7,66	192	6	6,24	156	5
2200	3,80	2,92	2,72	0,36	11,63	352	10	8,05	244	7	5,94	180	5
2400	4,52	3,39	2,98	0,5	11,69	420	11	7,57	272	7	6,45	232	6
2600	5,30	4,03	3,24	0,55	13,35	564	13	9,3	392	9	7,15	308	7
2800	6,15	4,89	3,3	0,58	14,02	688	15	9,4	464	10	7,48	368	8
3000	7,07	5,39	3,66	0,77	14	784	16	9,44	532	11	7,09	396	8
3200	8,04	6,18	3,92	0,83	14,29	912	17	9,34	600	11	7,5	480	9
3400	9,08	7,11	4,08	0,89	14,28	1032	19	10,11	732	13	7,8	564	10
3600	10,18	8,07	4,26	0,95	15,5	1256	21	10,42	840	14	8,05	652	11
3800	11,34	8,93	4,46	1,11	15,3	1380	22	10,5	940	15	7,7	692	11
4000	12,57	10,00	4,7	1,22	16,04	1608	24	10,68	1060	16	8,1	800	12

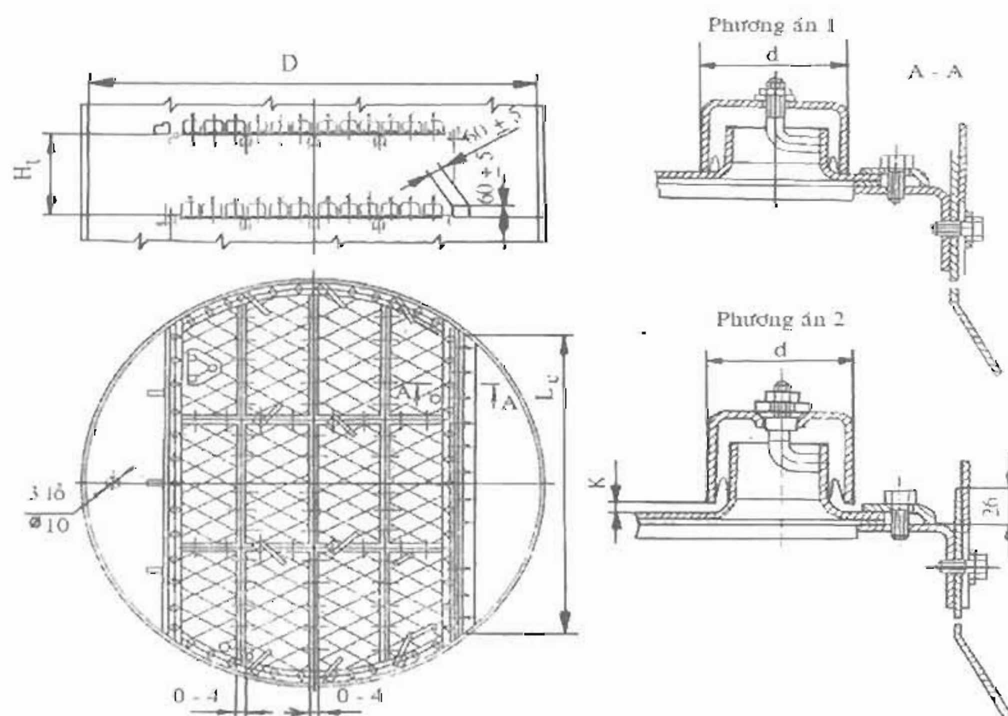
Ghi chú: * Các giá trị trong bảng là các giá trị nhỏ nhất của diện tích chảy truyền lỏng và các giá trị nhỏ nhất của chiều dài ngưỡng chảy tràn (1 kênh chảy truyền ở tâm và 2 kênh chảy truyền ở thành tháp)

** Số lượng van trên đĩa có thể giảm 5% so với số lượng trong bảng.

7.5.4. Tháp chuyển khối loại đĩa chóp



Hình 7.63. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa chóp kiểu TCK – I (theo OCT 26-01-282-71) (xem bảng 7.31)



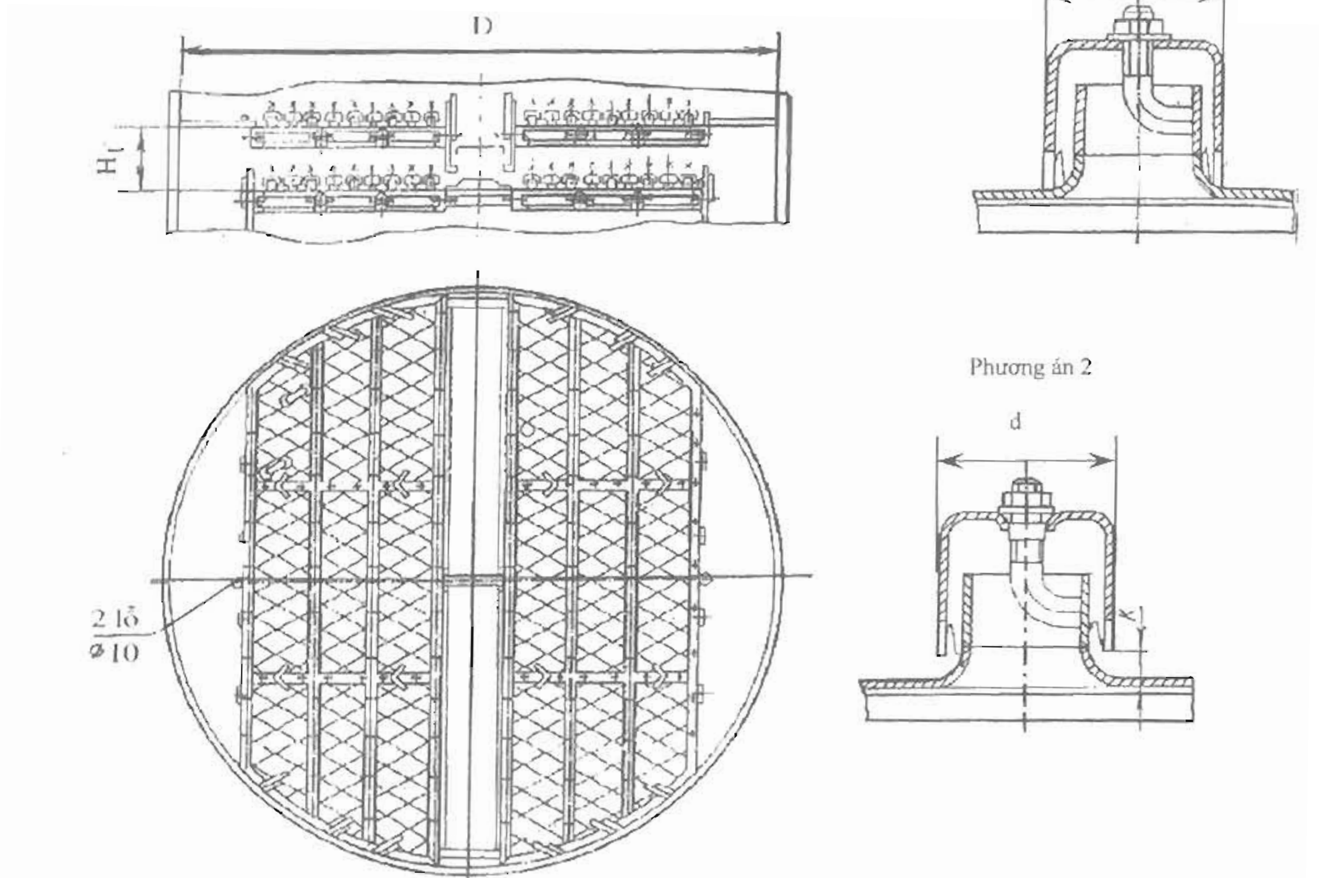
Hình 7.64. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa chóp kiểu TCK – P (theo OCT 26-808-73) (xem bảng 7.32)

Bảng 7.31. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa chóp kiểu TCK –I (theo OCT 26.01.282 – 71)

Đường kính tháp D mm	*Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2*	*Chiều dài đường sục khí, m*	*Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_C, m*	*Diện tích chảy truyền, m^2*	*Tổng diện tích các ống hơi, m^2*	*Diện Tích tương đối của các ống hơi, %*	*Chiều cao h_A tại giá trị h, mm*			*Số chóp trên đĩa*	*Đường kính chóp d, mm*	*Bước chóp t, mm*	*Phương án chóp*					*Khối lượng chóp, kg (tại h = 20mm H_T = 300mm) Phương án*	
													1		2				
							15	20	30				H_1, mm	h, mm	H_1, mm	h, mm	K, mm	1	2
400	0,126	1,33	0,302	0,005	0,008	6,35				7	60	90	50		60			10	10,7
500	0,196	2,45	0,4	0,007	0,015	8				13	60	90	50		60			13	13,8
600	0,28	3,25	0,48	0,012	0,027	10	5 – 30		5 – 40	13	80	110	55	15;20	70	20;30	0 –10	18	21,3
800	0,503	6	0,57	0,021	0,049	9,7				24	80	110	55		70			28	30,4
1000	0,78	9,3	0,8	0,05	0,073	9,0				37	80	110	55		70			39	42,7

Bảng 7.32. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa chóp kiểu TCK – P (theo OCT 26.808 – 73)

Đường kính tháp D, mm	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600
Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2	0,78	1,13	1,54	2,01	2,54	3,14	3,81	4,52	5,31	6,16	7,07	8,04	9,08	10,18
Chiều dài đường sục khí, m	10,8	12,3	15,4	20,7	25,8	36,4	44,6	52,8	60,3	72,8	80,4	75,4	83,8	87,6
Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_C, m	0,665	0,818	1,09	1,238	1,419	1,455	1,606	1,775	2,032	2,096	2,39	2,36	2,62	2,86
Diện tích chảy truyền, m^2	0,064	0,099	0,198	0,269	0,334	0,33	0,412	0,505	0,674	0,686	0,902	0,88	1,128	1,441
Diện tích tự do của đĩa, m^2	0,09	0,129	0,162	0,219	0,272	0,385	0,471	0,557	0,638	0,769	0,849	1,18	1,32	1,37
Diện tích tương đối của các ống hơi, %	11,5	11,4	10,5	10,9	10,7	12,2	12,3	12,3	12,1	12,5	12,1	14,6	14,5	13,5
Khối lượng đĩa, kg	57,8	68,6	90,3	118,3	146	179,3	211,6	240,8	305	349,7	355	509	546	582

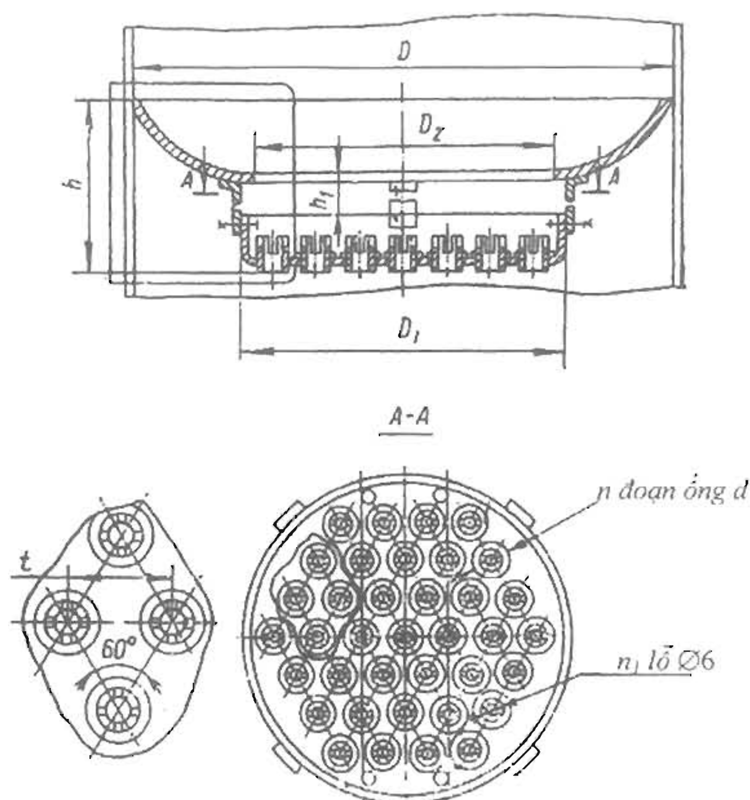


Hình 7.65. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa chóp kiểu TCK – PЦ và TCK – PБ (theo OCT 26-1111-74) (xem bảng 7.33)

Bảng 7.33. Đặc trưng kỹ thuật của đĩa chóp kiểu TCK – PЦ và TCK – PБ (theo OCT 26.1111 –74)

Đường kính thápD, mm	1400		1600		1800		2000		2200	
Kiểu đĩa	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ
Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2	1,54		2,01		2,54		3,14		3,8	
Chiều dài đường sục khí, m	15,1		16,97		23,88		27,65		37,7	
Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_c, m	2,34	1,932	2,74	2,22	3,15	2,304	3,55	2,792	3,95	2,77
Diện tích chảy truyền, m^2	0,211	0,251	0,259	0,311	0,277	0,334	0,404	0,536	0,426	0,464
Diện tích tự do của đĩa, m^2	0,134		0,179		0,252		0,292		0,398	
Diện tích tương đối của các ống hơi, %	8,7		8,91		9,92		9,3		10,44	
Khối lượng đĩa, kg	140	136	161	155	184	176	242	233	308	298
Đường kính tháp D, mm	2400		2600		2800		3200		3600	
Kiểu đĩa	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ	TCK – PЦ	TCK – PБ
Diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2	4,52		5,31		6,16		8,04		10,18	
Chiều dài đường sục khí, m	49,02		55,3		67,87		62,2		83,84	
Chiều dài ngưỡng chảy tràn L_c, m	4,35	2,824	4,75	3,368	5,15	3,412	5,95	4,446	6,75	4,896
Diện tích chảy truyền, m^2	0,444	0.458	0.582	0,696	0,629	0,674	1,064	1.372	1.273	1,582
Diện tích tự do của đĩa, m^2	0,518		0,584		0,717		0,975		1,318	
Diện tích tương đối của các ống hơi, %	11,45		11		11,63		12,13		12,95	
Khối lượng đĩa, kg	362	340	373	356	443	441	593	557	694	668

7.5.5. Đĩa phân phối lỏng



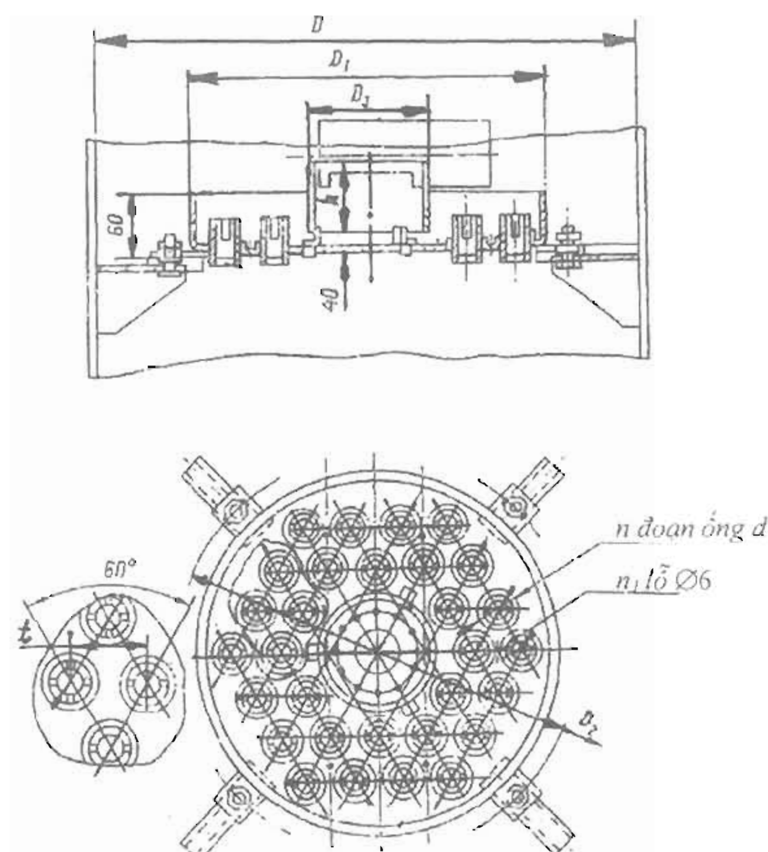
Hình 7.66. Đĩa phân phối kiểu TCH – II

Bảng 7.34. Đặc trưng thông số kỹ thuật của đĩa phân phối lỏng kiểu TCH –II (theo OCT 26.705 – 73)

Đường kính tháp D, mm	Tiết diện tự do của tháp, m^2	D_1, mm	D_2, mm	h, mm	h_1, mm	Đoạn ống dẫn lỏng			
						d, mm	t, mm	Số lượng n	Tiết diện tự do, m^2
400	0,126	320	300	185	50	32	–	13	0.0006
500	0,196	350	330	215	50	32	–	19	0.0006
600	0,283	380	360	315	130	32	–	25	0.0006
800	0,503	480	460	350	130	45	80	25	0.0013
1000	0,785	580	560	470	210	45	80	37	0.0013
1200	1,13	780	760	510	210	45	80	61	0.0013
1400	1,539	980	960	520	210	45	80	110	0.0013
1600	2,01	1170	1150	645	310	57	95	110	0,0022
1800	2,545	1170	1150	705	310	57	95	110	0,0022

2000	3,141	1370	1350	730	310	57	95	156	0,0022
2200	3,801	1570	1550	745	310	57	95	212	0,0022
2400	4,524	1770	1750	845	380	57	95	276	0,0022
2600	5,309	1770	1750	900	380	57	95	276	0,0022
2800	6,157	2000	1950	915	380	57	95	352	0,0022

Đường kính tháp D, mm	THÔNG SỐ CỦA ĐĨA					
	Diện tích làm việc, m^2	***Diện tích chảy truyền, m^2***	***Tải trọng lỏng lớn nhất cho phép $m^3/m^2.h$***	***Số lỗ tháo lỏng n_1***	***Khối lượng đĩa, kg (sơ bộ)***	
					Bằng thép các bon	*Bằng thép hợp kim*
400	0,08	0,0078	195	4	6,1	3.5
500	0,096	0,0115	180	4	9	5,1
600	0,173	0,0151	165	4	11,4	7
800	0,181	0,0326	200	4	16,4	9
1000	0,264	0,0471	190	6	27,3	14,9
1200	0,478	0,0793	220	6	37,1	19,8
1400	0,754	0,144	320	6	48,8	24,6
1600	1,075	0,2421	330	6	65	40,8
1800	1,075	0,2421	270	6	73,1	45,1
2000	1,474	0,3433	300	8	110,5	81,3
2200	1,936	0,4665	335	8	142,6	110,3
2400	2,461	0,6073	365	8	193	137,5
2600	2,461	0,6073	320	8	200	141
2800	3,141	0,7749	345	8	230	180,5



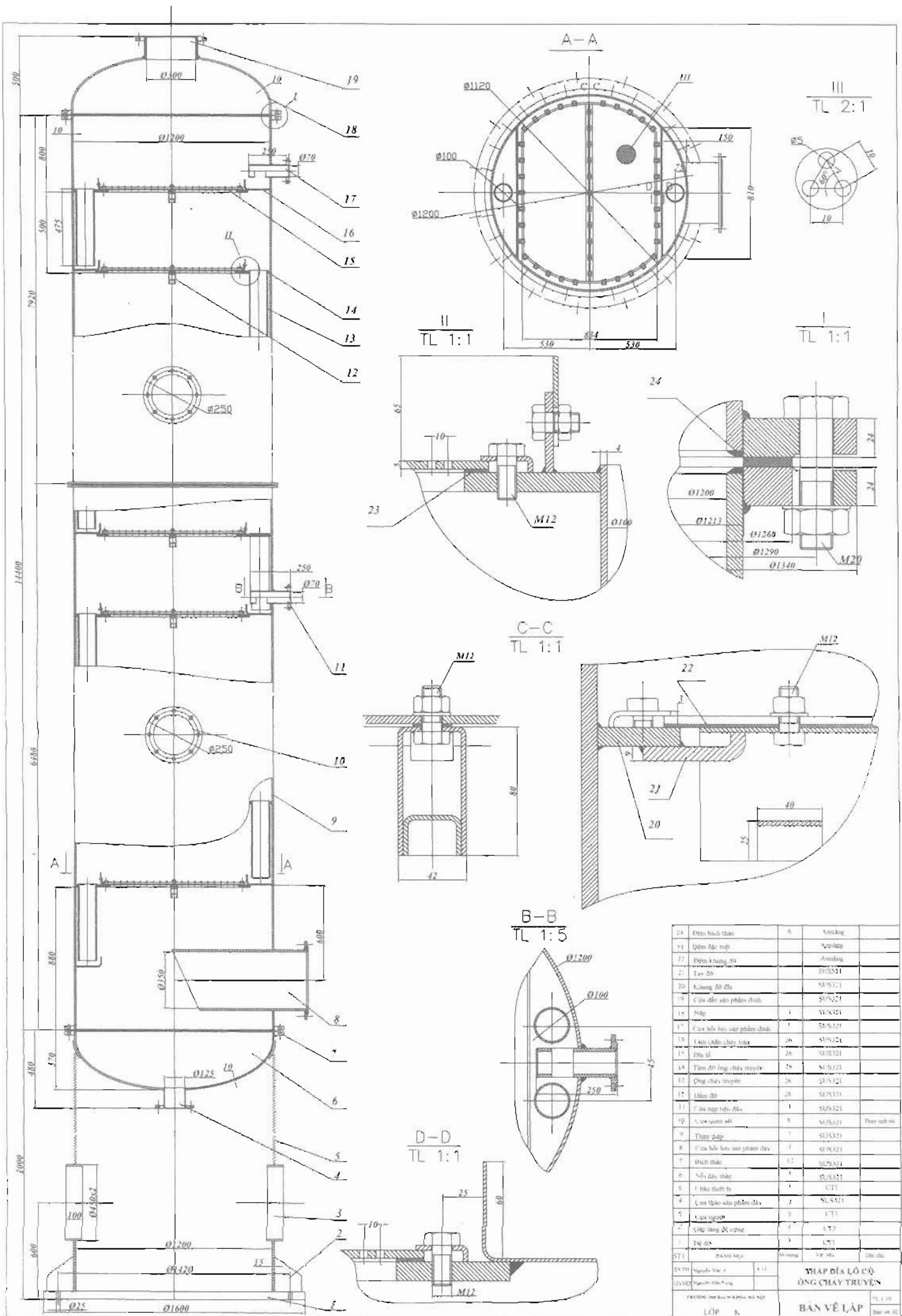
Hình 6.67. Đĩa phân phối kiểu TCH – III

Bảng 7.35. Đặc trưng thông số kỹ thuật của đĩa phân phối lỏng kiểu TCH –III (theo OCT 26.705 – 73)

Đường kính tháp D, mm	*Tiết diện tự do của tháp, m^2*	*D_1, mm*	*D_2, mm*	*D_3, mm*	*h, mm*	*Đoạn ống dẫn lỏng*			
						d, mm	*t, mm*	*Số lượng n*	*Tiết diện tự do, m^2*
400	0,126	320	260	110	–	32	–	12	0.0006
500	0,196	350	290	110	–	32	–	16	0.0006
600	0,283	380	460	130	–	32	–	21	0.0006
800	0,503	480	560	160	–	45	–	24	0.0013
1000	0,785	580	660	190	–	45	80	30	0.0013
1200	1,13	780	860	220	150	45	80	54	0.0013
1400	1,539	980	1060	260	150	45	80	96	0.0013

1600	2,01	1170	1250	310	150	57	95	96	0,0022
1800	2,545	1170	1250	310	150	57	95	96	0.0022
2000	3,141	1370	1450	330	180	57	95	142	0,0022
2200	3,801	1570	1650	360	180	57	95	194	0,0022
2400	4,524	1770	1850	400	200	57	95	254	0.0022
2600	5.309	1770	1850	400	200	57	95	254	0.0022
2800	6,157	2000	2080	410	200	57	95	330	0,0022

Đường kính tháp D, mm	THÔNG SỐ CỦA ĐĨA					
	Diện tích làm việc, m^2	***Diện tích chảy truyền, m^2***	***Tải trọng lỏng lớn nhất cho phép, m^3/m^2h***	***Số lỗ tháo lỏng n_1***	***Khối lượng đĩa, kg (sơ bộ)***	
					Bằng thép các bon	*Bằng thép hợp kim*
400	0,08	0,0073	180	8	5,6	3,8
500	0,098	0,0097	155	8	6,9	4,7
600	0,113	0,0127	145	8	7,4	5
800	0,181	0,0313	190	10	10,9	7,6
1000	0,264	0,0391	175	12	14,4	9,7
1200	0,478	0,0703	190	18	23,6	15,7
1400	0,754	0,1249	250	22	35,8	24,5
1600	1,075	0,2112	280	26	52,3	34
1800	1,075	0,2112	240	26	52,3	34
2000	1,474	0,3125	270	30	68,4	52,4
2200	1,938	0,4268	305	34	89,8	72,2
2400	2,461	0,558	330	38	113,5	90
2600	2,461	0,558	290	38	113,5	90
2800	3,141	0,7261	320	42	145,1	114,4



A–A
III
TL 2:1
II
TL 1:1
I
TL 1:1
C–C
TL 1:1
B–B
TL 1:5
D–D
TL 1:1
Ø1120
Ø100
Ø1200
Ø250
Ø250
M12
M20
THÁP ĐĨA LỖ CÓ
ỐNG CHẢY TRUYỀN
BẢN VẼ LẮP
LỚP

VI

TL 1:1

A-A

III

TL 1:2

B-B

II

TL 1:2

C-C

VII

TL 1:2

V

TL 1:2

IV

TL 1:2

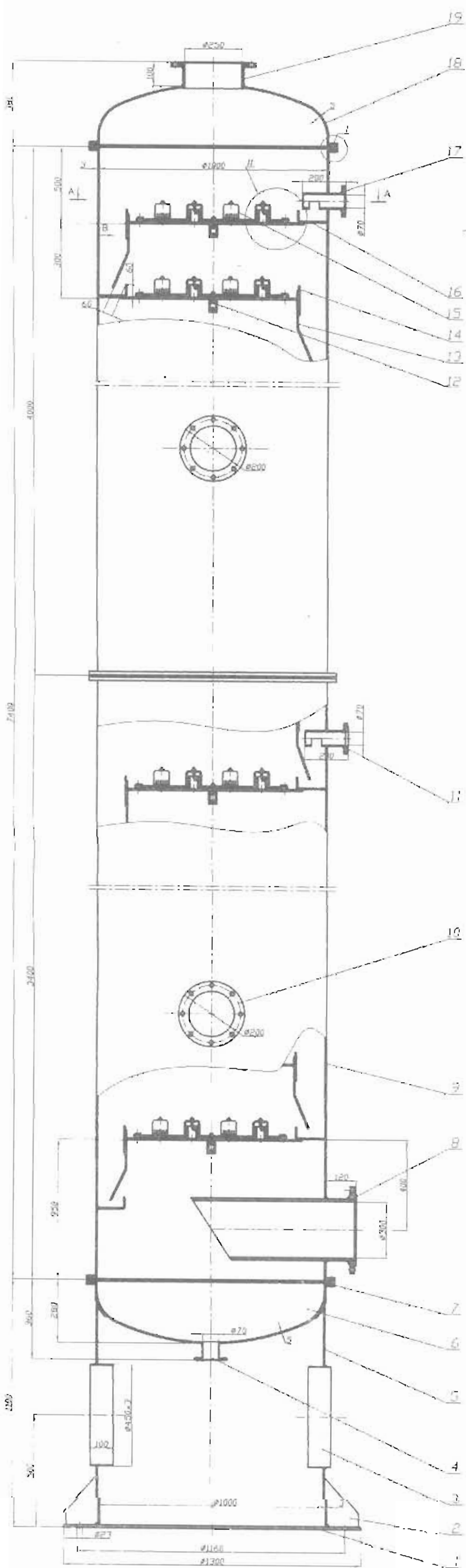
I

TL 1:1

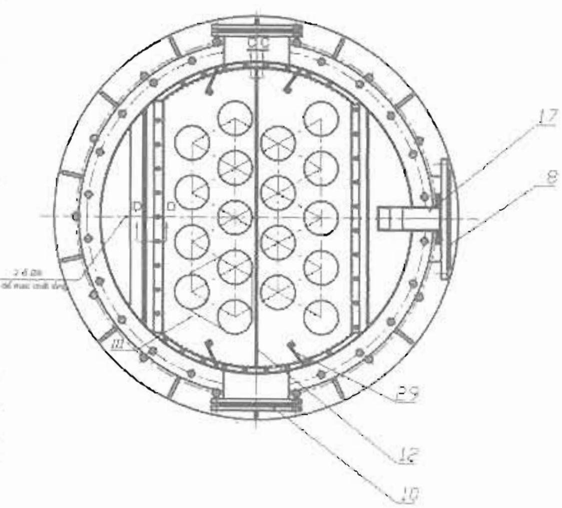
Đệm amiăng

STT	Danh mục	Số lg	Vật liệu
22	Cửa hơi sản phẩm đỉnh	1	X18H10T
21	Nối đỉnh tháp	1	X18H10T
20	Cửa lỏng hồi lưu sp đỉnh	1	X18H10T
19	Đĩa phân phối loại II	1	X18H10T
18	Cửa quan sát	4	X18H10T
17	Cửa dẫn liệu vào	1	X18H10T
16	Nón hướng chất lỏng	1	X18H10T
15	Đĩa phân phối loại I	1	X18H10T
14	Cửa đổ đệm	2	X18H10T
13	Thân tháp	1	X18H10T
12	Đệm		
11	Cửa tháo đệm	2	X18H10T
10	Ghi đỡ đệm	2	X18H10T
9	Bộ tai và dầm đỡ đệm	2	X18H10T
8	Cửa hồi lưu sản phẩm đáy	1	X18H10T
7	Bích thân	4	CT3
6	Nối đáy tháp	1	X18H10T
5	Chân thiết bị	1	CT3
4	Cửa tháo sản phẩm đáy	1	X18H10T
3	Cửa người	2	CT3
2	Gân tăng cứng đế	14	CT3
1	Đế đỡ	1	CT3

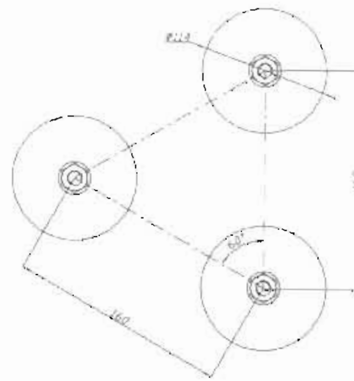
SVTH	Ng. Văn A	8/05	THÁP ĐỆM
GVHD	Ng. Hữu Tùng		
TRƯỜNG ĐHBK HÀ NỘI LỚP ....K...			BẢN VẼ LẮP



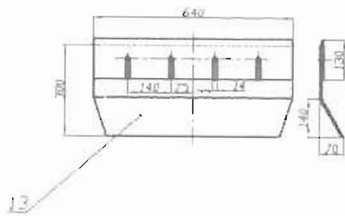
A-A



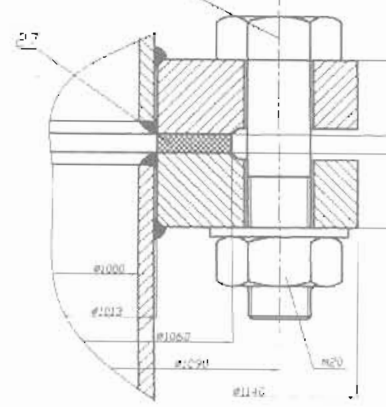
III
TL 1:2



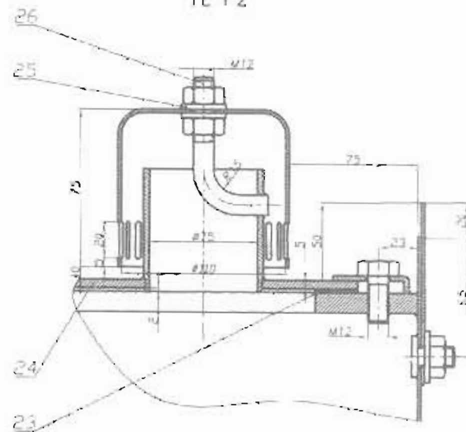
Nhìn B
TL 1:2



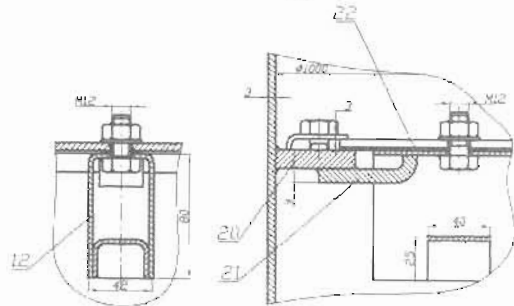
I
TL 1:1



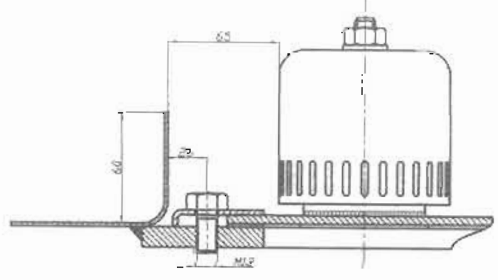
II
TL 1:2



C-C
TL 1:2



D-D
TL 1:2



STT	Danh mục	Số lg	Vật liệu
29	Bộ phận phá bọt		X18H10T
28	Bulông đặc biệt M12		X18H10T
27	Đệm bích thân	3	Amiăng
26	Bulông đặc biệt M12		X18H10T
25	Đệm đĩa		X18H10T
24	Đĩa	20	X18H10T
23	Đệm đặc biệt		Amiăng
22	Đệm khung đỡ		Amiăng
21	Tay đỡ		X18H10T
20	Khung đỡ đĩa		X18H10T
19	Cửa dẫn sản phẩm đỉnh	1	X18H10T
18	Nối đỉnh tháp	1	X18H10T
17	Cửa hồi lưu sản phẩm đỉnh	1	X18H10T
16	Tấm chắn chảy tràn	20	X18H10T
15	Chóp	360	X18H10T
14	Tấm chắn chảy chuyền	20	X18H10T
13	Máng chảy chuyền	20	X18H10T
12	Dầm đỡ	20	X18H10T
11	Cửa nạp liệu đầu	1	X18H10T
10	Cửa quan sát	4	X18H10T
9	Thân tháp	1	X18H10T
8	Cửa hồi lưu sản phẩm đáy	1	X18H10T
7	Bích thân	6	X18H10T
6	Nối đáy tháp	4	X18H10T
5	Chân thiết bị	1	CT3
4	Cửa tháo sản phẩm đáy	1	X18H10T
3	Cửa người	2	CT3
2	Gân tăng cứng đế	14	CT3
1	Đế đỡ	2	CT3

SVTH	Ng. Văn A	8/05	THÁP CHÓ
GVHD	Ng. Hữu Tùng		
TRƯỜNG ĐHBK HÀ NỘI LỚP ....K....			BẢN VẼ LẮP

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Лащинский А.А., Толчинский А.Р.* Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л., Машиностроение, 1970. 752 с.

2. Колонные аппараты. Каталог. М., ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978. 31 с.

3. Hồ Lê Viên, Tính toán, thiết kế các chi tiết thiết bị hóa chất và dầu khí, NXB Khoa học – Kỹ thuật, Hà nội, 2006.

4. Glitsh, H.C., (1960) Pet. Ref. 39 (Aug) 91. Mechanical specification of trays.

5. Sinnott, R.K., Coulson and Richardson's Chemical Engineering, V6, 3rd edn., Butterworth, Oxford, 1999.

6. ДЫТНЕРСКИЙ, Ю.И., ОСНОВНЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ, МОСКВА, "ХИМИЯ", 1983.

7.6. THÁP LOẠI ĐỆM

7.6.1. Phân loại đệm

Đệm dùng trong các tháp thường được chia làm 3 loại chính:

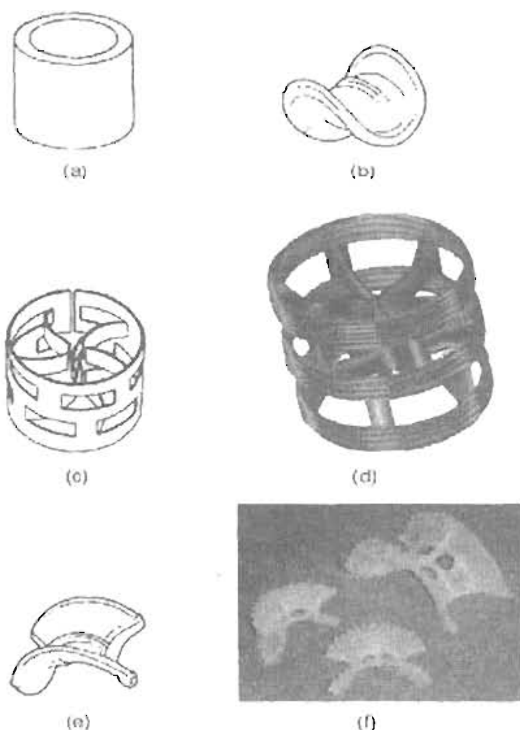
1. Đệm đổ lộn xộn trong tháp (hình 7.68 và 7.69): đây là các viên đệm rời rạc, có hình dạng đặc trưng riêng và được đổ lộn xộn (ngẫu nhiên) vào trong tháp (trong tháp có lắp lưới đỡ đệm).

2. Đệm có cấu trúc (đệm được sắp xếp có trật tự theo một hệ thống nhất định – hình 7.70) thường được chế tạo từ các lưới có các nếp gấp ép lại thành từng lớp một. Trong một số trường hợp, đệm có cấu trúc được chế tạo từ các tấm lưới dệt bằng các sợi nhỏ, sau đó ép lại thành từng lớp. Từng đoạn của các lớp đệm trên được xếp chồng lên nhau ở trong tháp.

3. Đệm loại lưới: đây cũng là loại đệm có cấu trúc nhưng thay cho lưới đã được dệt sẵn hoặc lưới có nếp gấp, lưới ở đây được tạo thành bằng các thanh mỏng xếp chồng lên nhau theo một hình dáng nhất định.

Cả đệm lộn xộn và đệm có cấu trúc đều được sử dụng phổ biến trong công nghiệp. Đệm loại lưới có ứng dụng hạn chế, chủ yếu dùng trong các thiết bị trao đổi nhiệt loại bay hơi trực tiếp hoặc dùng để rửa khí khi có khả năng tắc nghẽn cao. Chi tiết về loại đệm lưới có thể tham khảo tài liệu [Kister H.Z., Distillation Design, McGraw – Hill, New York, 1992].

Hình 7.71 thể hiện mặt cắt minh họa của một tháp đệm với các chi tiết điển hình bên trong của tháp. Tháp này có lớp đệm cấu trúc ở phía trên và lớp đệm đổ lộn xộn ở phía dưới. Dưới các lớp đệm cấu trúc đều có lớp lưới đỡ đệm hoặc đĩa đỡ đệm. Ở phía trên của lớp đệm đổ lộn xộn có lưới chặn đệm để ngăn cản không cho các viên đệm chuyển động lên phía trên.



Hình 7.68. Một số loại đệm đổ lộn xộn thường gặp của thế hệ thứ nhất và thế hệ thứ hai
a. Vòng Rashig (kim loại, nhựa, gốm sứ)   b. Đệm yên ngựa Berl (gốm sứ)
c. Vòng Pall (kim loại)   d. Vòng Pall (nhựa)   e. Đệm yên ngựa Intalox (gốm sứ)
(Đệm kiểu d và f của hãng Koch – Glitsch LP)

Để lỏng phân bố đều, phía trên từng lớp đệm đều được lắp bộ phân phối lỏng. Giữa các lớp đệm, ở những khoảng cách đều đặn theo chiều cao của tháp được lắp các bộ phân phối lại chất lỏng. Khi sử dụng các bộ phân phối lại chất lỏng kiểu không tự gom lỏng cần phải lắp thêm các bộ gom lỏng hình chữ V để gom lỏng chảy từ lớp đệm ở phía trên xuống. Sau đó, lượng lỏng này sẽ đi qua một ống gắn bên trong tháp để xuống bộ phân phối lỏng ở phía dưới. Dòng lỏng này sẽ trộn với dòng lỏng mới từ ngoài tháp vào (nếu có) trước khi đi vào bộ phân phối lỏng.

Dòng hơi từ thiết bị đun bay hơi ở đáy tháp, đi qua tấm chắn, sau đó đi vào ngay phía trên bình chứa lỏng ở đáy của tháp.

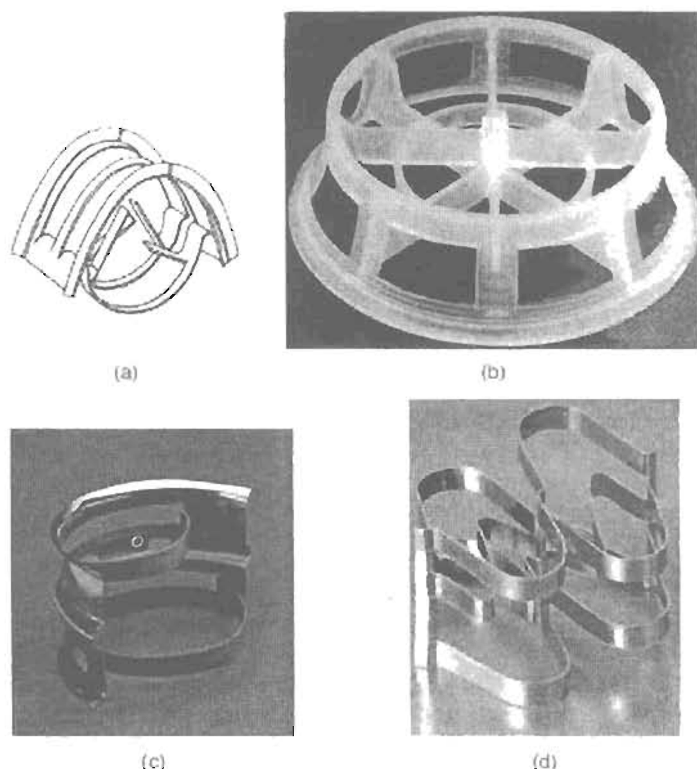
Như đã được trình bày ở trên, chiều cao của lớp đệm cần phải được chia ra để đảm bảo lỏng được phân bố đều trong từng lớp đệm, và cũng để đạt mục đích này, tại mỗi cửa vào và cửa ra khỏi tháp của lỏng đều cần phải lắp các bộ phân phối lỏng.

Đối với một tháp chưng luyện đơn giản, cần phải có ít nhất hai lớp đệm: đoạn luyện chỉ gồm một lớp đệm và đoạn chưng cũng chỉ gồm một lớp đệm.

7.6.2. Các nhiệm vụ chính của đệm

Tất cả các loại đệm đều được chế tạo nhằm mục đích đạt cực đại hiệu suất tại năng suất cho trước của tháp và với giá thành hợp lý. Để đạt được các mục đích trên, hình dạng đệm phải được thiết kế sao cho:

– Bề mặt riêng (bề mặt của một đơn vị thể tích của lớp đệm) của đệm phải đạt giá trị cực đại. Khi đó, bề mặt tiếp xúc pha lỏng – hơi sẽ đạt giá trị cực đại và hiệu suất vì vậy cũng sẽ cực đại. Hệ quả tất yếu là khi kích thước của viên đệm đổ lộn xộn giảm, hoặc không gian giữa các lớp đệm cấu trúc giảm, thì hiệu suất nhìn chung sẽ tăng.



Hình 7.69. Một số loại đệm đổ lộn xộn thường gặp của thế hệ thứ ba

a. Đệm Intalox kim loại IMTP — *b. Đệm loại vòng Cascade mini (CMP) nhựa*

c. Vòng Nutter (kim loại) — *d. Vòng Super Rashig (kim loại)*

(Kiểu a, b của hãng Koch – Glitsch LP; kiểu c của hãng Sulzer Chem Tech; kiểu d của hãng Rashig AG)

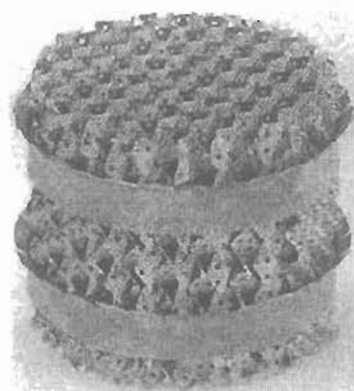
– Phân bố bề mặt của đệm phải đồng đều. Khi sự tiếp xúc giữa hai pha lỏng – hơi được cải thiện thì hiệu suất cũng sẽ được cải thiện. Ví dụ, đệm loại vòng Rashig (hình 7.68a) và vòng Pall (hình 7.68c) có cùng kích thước thì sẽ có cùng diện tích bề mặt riêng, nhưng đệm loại vòng Pall có phân bố diện tích bề mặt của từng viên đệm tốt hơn nên hiệu suất của loại đệm này sẽ cao hơn nhiều so với đệm vòng Rashig.

– Thể tích tự do của lớp đệm (tính theo một đơn vị thể tích của lớp đệm trong tháp) phải lớn. Khi đó trở lực của lớp đệm sẽ nhỏ và năng suất của tháp sẽ được tăng cường.

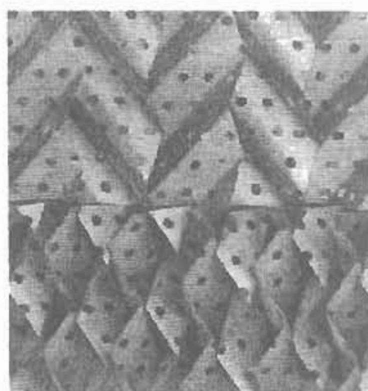
Hiển nhiên là kích thước của đệm ảnh hưởng tới mục tiêu thứ nhất (diện tích bề mặt riêng phải lớn) và mục tiêu thứ ba (thể tích tự do phải lớn) của đệm theo các hướng trái chiều nhau. Vì vậy, kích thước lý tưởng của đệm phải dung hòa được mục đích đạt hiệu suất tối đa và năng suất tối đa.

– Trở lực nhỏ nhất. Đệm có hình dáng mở sẽ có các đặc trưng thủy động lực học tốt và trở lực sẽ nhỏ.

– Giá thành nhỏ nhất. Giá thành của đệm cũng như giá thành của các phụ kiện kèm theo như lưới đỡ đệm và giá của thân tháp, nhìn chung sẽ tăng lên khi khối lượng riêng của lớp đệm tăng lên. Rõ ràng là khi kích thước của viên đệm (loại đổ lộn xộn) hoặc khoảng cách giữa các lớp đệm (đệm cấu trúc) tăng lên thì giá thành của đệm sẽ giảm xuống.



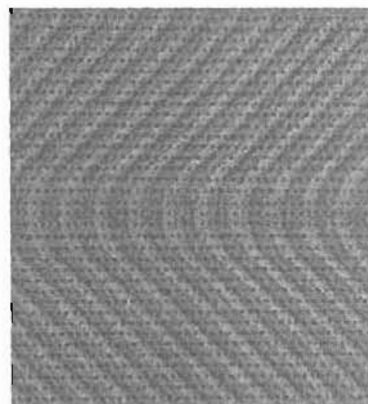
a)



b)



c)



d)

Hình 7.70. Một số loại đệm cấu trúc thường gặp

a. Bó đệm cấu trúc loại mellapak™ (thể hiện rõ bề mặt nổi, các lỗ và lưới gấp nếp đã được cuốn thành lớp);
b. Đệm cấu trúc loại Flexipac™ (thể hiện sự sít sao của bề mặt đệm, sự xoắn của bề mặt và các lỗ);
c. Ghép các mảng đệm cấu trúc ở trong tháp đường kính lớn;
d. Đệm cấu trúc loại mellapak – Plus™ – đệm cấu trúc thế hệ thứ 4 (thể hiện góc nghiêng 45° trong các phần tử đệm và góc thẳng đứng khi chuyển từ phần tử đệm này sang phần tử đệm kia. Trong tháp, góc nghiêng giữa các lớp đệm kế tiếp nhau bằng 90° như ở phần b).
(Kiểu a, d của hãng Sulzer Chem Tech; Kiểu b, c của hãng Koch – Glitsch LP)

7.6.3. Đệm loại đổ lộn xộn

Lịch sử phát triển của loại đệm đổ lộn xộn bao gồm 3 thế hệ. Thế hệ thứ nhất (từ năm 1907 đến năm 1950) đã phát triển hai dạng đệm đổ lộn xộn đơn giản và cơ bản: đệm vòng Rashig và đệm yên ngựa Berl (hình 7.68a, b). Đây là hai loại đệm đã trở thành tổ tiên của các loại đệm hiện đại sau này. Ngày nay, hai loại đệm này đã được thay thế bằng các loại đệm hiện đại hơn và hầu như không còn được sử dụng trong các tháp chưng cất.

Thế hệ thứ hai của đệm (từ cuối những năm 1950 đến đầu những năm 1970) đã phát triển hai loại hình dạng phổ biến của đệm: vòng Pall (phát triển từ vòng đệm Rashig) và yên ngựa Intalox (phát triển từ đệm yên ngựa Berl) (hình 7.68c, f).

Hãng BASF đã phát triển vòng đệm Pall bằng cách mở các cửa sổ trên thành của vòng đệm Rashig và bẻ gập phần cánh cửa sổ vào bên trong. Bằng cách như trên, viên đệm trở nên thoáng hơn và vì vậy trở lực của đệm sẽ giảm xuống, đồng thời năng suất sẽ tăng lên đáng kể. Phần cửa sổ gập vào bên trong đệm sẽ cải thiện phân bố diện tích xung quanh viên đệm và làm cho hiệu suất của đệm tăng lên. Những cải tiến trên đây của vòng đệm Pall đã làm cho vòng đệm Rashig trở nên lỗi thời và hiện nay không còn được sử dụng trong các tháp chưng luyện.

Đệm yên ngựa Berl (loại gốm sứ) vẫn tiếp tục được sử dụng do trở lực của loại đệm này khá bé.

Thế hệ thứ hai của loại đệm đổ lộn xộn hiện vẫn còn rất phổ biến và được sử dụng nhiều trong các tháp chưng cất hiện đại.

Thế hệ thứ ba của loại đệm đổ lộn xộn ra đời từ giữa những năm 1970 và hiện nay vẫn đang tiếp tục được phát triển. Thế hệ đệm này có hình dáng rất đa dạng nhưng đại đa số các loại đệm này vẫn được phát triển từ đệm vòng Pall và đệm yên ngựa Intalox. Một số loại đệm của thế hệ này được thể hiện trên hình 7.69. Phần mô tả đầy đủ hơn nữa về các loại đệm khác nhau có thể xem tài liệu tham khảo [Kister H.Z. Distillation Design, McGraw Hill, New York, 1992].

Thế hệ đệm thứ ba đã có những cải tiến quan trọng nhưng chưa ở quy mô đủ rộng so với thế hệ đệm thứ hai và vì vậy đệm thuộc thế hệ thứ hai vẫn tiếp tục được sử dụng rộng rãi.

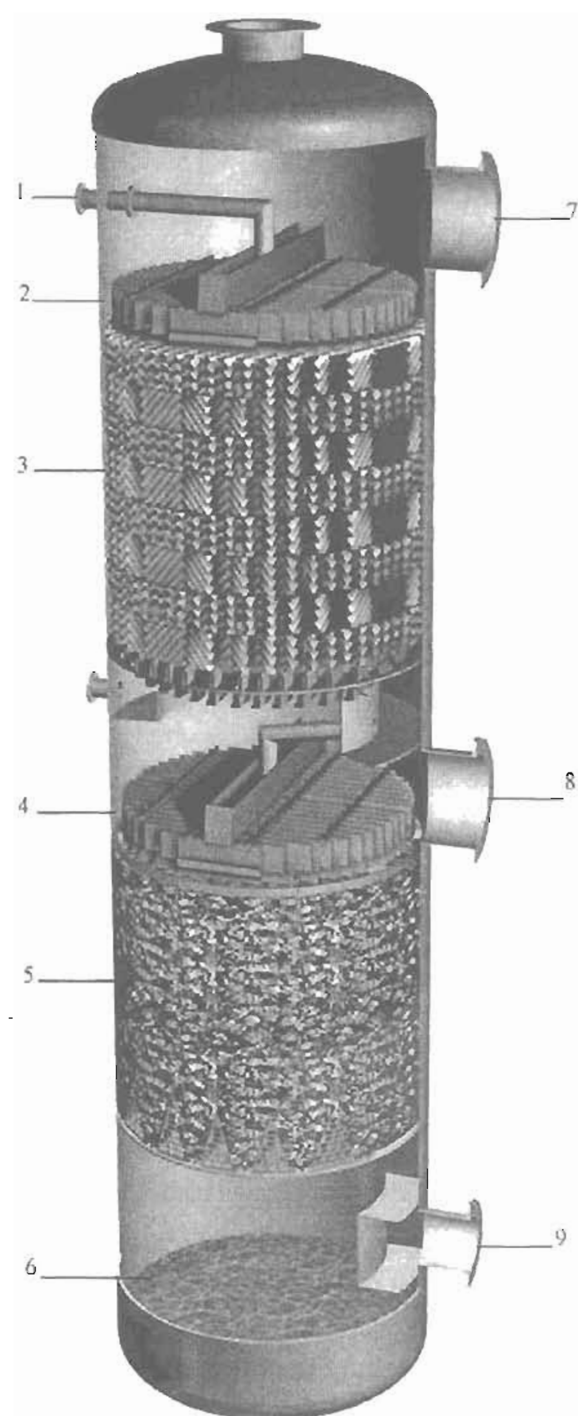
Vật liệu chế tạo đệm

Chọn vật liệu chế tạo đệm trước tiên phải dựa vào khả năng chống ăn mòn của vật liệu. Các yếu tố quan trọng nhất cần phải quan tâm khi tiến hành chọn vật liệu chế tạo đệm sẽ được liệt kê dưới đây. Trong tài liệu tham khảo [Glitsch.Inc.Bulletin 345, Dallas, Texas, 1986] đã thảo luận rất chi tiết về các vấn đề liên quan đến việc chọn vật liệu chế tạo đệm.

Kim loại

Thép cácbon là vật liệu được chọn trước tiên làm vật liệu chế tạo đệm trong môi trường không ăn mòn. So sánh với vật liệu gốm sứ và chất dẻo, đệm được chế tạo từ thép các bon thường có năng suất và hiệu suất cao hơn, có hình dạng đa dạng hơn, có khả năng làm việc rộng hơn, không bị vỡ vụn và có khả năng chịu nén cao.

Đệm được chế tạo từ thép không gỉ có giá thành cao hơn so với đệm được chế tạo từ thép các bon từ 3 đến 5 lần. Trong khi đó, nếu đệm được chế tạo từ thép hợp kim giá thành thậm chí còn cao hơn nhiều. Nhìn chung, đệm được chế tạo từ thép không gỉ và các kim loại khác có đầy đủ các ưu điểm như trong trường hợp đệm được chế tạo từ thép các bon, ngoại trừ phần giá thành. Đệm được chế tạo từ các loại thép này thường được sử dụng trong các môi trường có tốc độ ăn mòn cao.



Hình 7.71. Mặt cắt minh họa của tháp loại đệm

- Đoạn trên của tháp: lớp đệm cấu trúc

- Đoạn dưới của tháp: lớp đệm đổ lộn xộn

1. Cửa vào của chất lỏng   *2, 4. Bộ phân phối chất lỏng*

3. Lớp đệm cấu trúc   *5. Lớp đệm đổ lộn xộn*

6. Bình chứa chất lỏng ở đáy tháp   *7, 8. Cửa quan sát*

9. Cửa vào của dòng hơi

Gốm – sứ

Đệm được chế tạo từ vật liệu gốm sứ đã bị giảm phạm vi ứng dụng kể từ thời điểm đệm chế tạo từ chất dẻo xuất hiện. So với đệm được chế tạo từ chất dẻo, đệm gốm sứ thường giòn, dễ vỡ, có năng suất thấp hơn và nhiều loại hình dạng phổ biến của đệm không được chế tạo từ vật liệu gốm sứ. Đệm gốm sứ hiện chỉ được sử dụng trong những trường hợp môi trường có khả năng ăn mòn hóa học cao và nhiệt độ làm việc cao (ví dụ như trong công nghiệp sản xuất axit sunfuric). Tuy nhiên, một vài loại gốm sứ có thể vẫn bị phân hủy hóa học trong các điều kiện và môi trường có khả năng ăn mòn hóa học cao. Trong thực tế đã gặp các trường hợp đệm gốm sứ bị phân hủy trong môi trường kali cacbonát ở nhiệt độ sôi của dung dịch. Tốc độ phân hủy đệm gốm sứ sẽ tăng nhanh trong các môi trường có sự tồn tại mặt của axít phloric.

Chất dẻo (plastic)

Polyprôpylen là vật liệu không đắt đỏ và là vật liệu phổ biến nhất dùng để chế tạo đệm khi nhiệt độ của môi trường không vượt quá 120^{0}C. Khi sử dụng đệm được chế tạo từ chất dẻo cần phải lưu ý đến lượng nhiệt tỏa ra khi hòa tan các chất vào trong nhau. Một vài loại chất dẻo có thể chịu được nhiệt độ cao, nhưng giá thành của các loại đệm được chế tạo từ các loại chất dẻo này sẽ tăng cao. Nhìn chung, loại đệm vòng Pall được chế tạo từ chất dẻo cứng sẽ khó biến dạng hơn các loại đệm khác do có cấu tạo chắc chắn ở bên trong.

Một số loại prôpylen có xu thế tăng khả năng tạo bọt trong môi trường kiềm. Khả năng tạo bọt tăng lên là do trong môi trường kiềm, một số chất phụ gia của chất dẻo bị tan. Bản chất của các chất phụ gia này phụ thuộc vào các nhà cung cấp đệm và thậm chí chúng còn có thể thay đổi từ mẻ này sang mẻ kia. Đệm được chế tạo từ các chất dẻo có xu thế bị phân hủy trong các môi trường ôxy hóa khi có sự hiện diện của dung môi. Trong những trường hợp như trên, tốt nhất là nên tránh sử dụng các loại đệm được chế tạo từ các loại chất dẻo. Các chất dẻo cũng có khả năng bị phân hủy dưới tác dụng của các tia cực tím và trở nên giòn, dễ vỡ ở vùng nhiệt độ dưới nhiệt độ đóng băng. Khi vận chuyển, lưu giữ và sử dụng đệm chế tạo từ chất dẻo cần phải cẩn thận để tránh các điều kiện đã nêu ở trên. Đệm được chế tạo từ chất dẻo cũng có xu thế bị lão hóa và trở nên giòn, dễ vỡ theo thời gian.

Đệm được chế tạo từ chất dẻo có nhược điểm chính là khả năng thấm ướt kém. Trong khi đệm được chế tạo từ vật liệu gốm sứ rất ưa nước (ở mức độ thấp hơn kim loại cũng ưa nước) và tạo ra được màng mỏng của chất lỏng ở trên bề mặt của đệm ngay cả khi lưu lượng dòng lỏng khá thấp thì đệm được chế tạo từ chất dẻo lại kỵ nước và việc tạo màng chất lỏng trên bề mặt đệm lại gặp nhiều khó khăn. Khả năng thấm ướt kém của đệm chế tạo từ chất dẻo sẽ gây hậu quả đặc biệt bất lợi ở giai đoạn đầu khi đệm bắt đầu bị lão hóa (bắt đầu đưa vào sử dụng). Giai đoạn này có thể kéo dài vài ngày trước khi đệm đạt được hiệu suất bình thường.

Việc dễ dàng trong thao tác đệm chế tạo từ chất dẻo là một ưu điểm ở giai đoạn khởi động và dừng tháp. Việc tháo đệm ra khỏi tháp bằng kỹ thuật "hút và thổi" có thể dễ dàng áp dụng ở giai đoạn dừng tháp. Việc nạp lại đệm vào trong tháp cũng khá dễ dàng và nhanh chóng.

7.6.4. Đệm cấu trúc

Đệm có cấu trúc ra đời sớm nhất vào khoảng những năm 1940. Đệm cấu trúc của thế hệ thứ nhất, như đệm Panapak không phổ biến trong công nghiệp và hiện nay cũng rất ít khi được sử dụng.

Thế hệ thứ hai của đệm cấu trúc ra đời vào khoảng cuối những năm 1950 với những loại đệm hiệu quả cao được chế tạo từ lưới dệt từ những sợi nhỏ như các loại đệm Goodloe, Hyperfil và Sulzer. Từ đầu những năm 1970, các loại đệm này đã đóng vai trò to lớn trong chưng cất chân không do có ưu thế không thể tranh cãi được là trở lực của đệm tính theo một đĩa lý thuyết có giá trị khá bé. Trong phạm vi chưng cất chân không, đệm cấu trúc ngày càng có ứng dụng rộng rãi.

Do giá thành cao, do nhạy cảm cao với các tạp rắn và do năng suất thấp nên đệm cấu trúc không được ứng dụng rộng rãi trong chưng cất ở áp suất thường và áp suất cao.

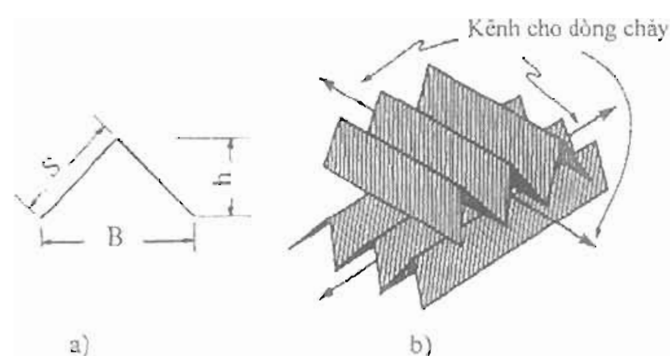
Thế hệ thứ ba của đệm cấu trúc được bắt đầu từ loại đệm được chế tạo từ các tấm mỏng gấp nếp của hãng Sulzer vào cuối những năm 1970. Với năng suất cao, giá thành thấp, ít nhạy cảm với các tạp rắn trong khi vẫn duy trì được hiệu suất cao, loại đệm cấu trúc này có thể cạnh tranh được với các loại đệm thường được sử dụng hiện nay và đặc biệt hiệu quả trong trường hợp cần phải sửa chữa, nâng cấp thiết bị.

Vào những năm 1980, sự phổ biến của loại đệm cấu trúc gia tăng đáng kể và các tháp đệm cấu trúc đã trở thành một trong những tháp phổ biến nhất hiện nay.

Đệm cấu trúc có nếp gấp được chế tạo từ tấm kim loại mỏng có gấp nếp và được đặt song song với nhau. Tấm mỏng gấp nếp được ghép lại thành từng mảng đệm (hình 7.70a và 7.70b). Các tấm mỏng trong từng mảng đệm được xếp nghiêng một góc cố định so với phương thẳng đứng. Các thông số hình học của một vài loại đệm cấu trúc được dẫn trong bảng 7.38.

Hình dạng và kích thước của đệm cấu trúc (hình 7.72)

Kích thước nếp gấp của đệm cấu trúc quyết định khoảng mở giữa hai lớp đệm nếp gấp. Khi kích thước B, h và S càng nhỏ thì khoảng mở giữa các lớp đệm càng nhỏ, số lượng tấm mỏng cần cho chế tạo một đơn vị thể tích đệm càng tăng (và vì vậy bề mặt riêng của đệm càng lớn). Khi đó, hiệu suất của đệm sẽ tăng nhưng trở lực của đệm cũng sẽ tăng, năng suất sẽ giảm và mức độ nhạy cảm với tắc nghẽn và khả năng xảy ra sự cố cũng sẽ tăng lên.



Hình 7.72. Hình dạng và kích thước của nếp gấp trong đệm cấu trúc

a. Tiết diện của kênh cho dòng chảy *b. Sắp xếp các kênh cho dòng chảy*

Các nếp gấp của đệm sẽ lan truyền dòng khí và dòng lỏng trong phạm vi từng mảng đệm (mỗi mảng đệm bao gồm một loạt các mặt phẳng song song với nhau). Để lan tỏa dòng lỏng và dòng khí đồng đều trên tất cả các mặt theo hướng bán kính thì các mảng đệm kề nhau phải quay sao cho các tấm mỏng của một mảng đệm phải nghiêng một góc cố định so với lớp đệm phía dưới (hình 7.70). Để lỏng và khí lan tỏa tốt trong lớp đệm thì chiều cao S của từng mảng đệm phải tương đối thấp (điển hình nằm trong khoảng 200 đến 300 mm) và góc quay giữa các mảng đệm khoảng 90^0.

Bề mặt mềm của một vài loại đệm cấu trúc có thể được sử dụng (đặc biệt cho trường hợp có nguy cơ tắc nghẽn cao). Đại đa số các đệm cấu trúc có bề mặt gồ ghề, hoặc bề mặt được tăng cường nhằm hỗ trợ sự lan tỏa dòng lỏng theo một hướng, thúc đẩy chuyển động xoáy của màng chất lỏng và tăng cường bề mặt tiếp xúc pha cho quá trình chuyển khối. Thông thường, vật liệu dùng để chế tạo đệm cấu trúc được dệt nổi và dệt tạo rãnh (hình 7.70a, b).

Bề mặt của hầu hết (nhưng không phải tất cả) đệm cấu trúc chứa các lỗ và các lỗ này đóng vai trò các kênh thông giữa bề mặt trên và bề mặt dưới của từng tấm mỏng. Trong trường hợp các lỗ quá nhỏ hoặc không có lỗ, hai phía của đệm mỏng sẽ chỉ được thấm ướt khi lưu lượng dòng lỏng bé. Ở lưu lượng dòng lỏng cao, sự kéo màng hoặc tạo khoảng trống khi lỏng chảy ở bề mặt trên của đệm xuống phía dưới sẽ là nguyên nhân làm cho mặt dưới của đệm ít được thấm ướt [Chen and Chuang, Hydroc.Proc.68 (2), 37 (1989)] và hiện tượng này có thể làm giảm hiệu suất của đệm. Thông thường, (nhưng không phải cho tất cả các trường hợp) lỗ có dạng hình tròn (hình 7.70a, b) với đường kính khoảng 4 mm. Olujic và các cộng sự [Distillation 2003: Topical Conference Proceedings, p.523, AIChE, 2003, Spring National Meeting, New Orleans, LA.] đã chỉ ra rằng đường kính lỗ sẽ phụ thuộc nhiều vào kích thước của đệm và có ảnh hưởng phức tạp đến năng suất và hiệu suất của đệm.

Góc nghiêng của nếp gấp

Các tấm mỏng gấp nếp trong từng màng đệm cấu trúc trong đại đa số các trường hợp thường nghiêng khoảng 45^o so với phương thẳng đứng. Đệm với góc nghiêng này được kí hiệu bằng chữ Y đứng sau con số chỉ kích thước của đệm. Góc nghiêng này đủ lớn để có thể tạo điều kiện thuận lợi cho việc thoát lỏng khỏi bề mặt đệm, tránh được hiện tượng hình thành các túi lỏng trì trệ và hiện tượng tích lũy lỏng trên bề mặt đệm cũng như tránh được hiện tượng dòng khí bỏ qua một phần diện tích của bề mặt đệm (hiện tượng bypass).

Đối với một số loại đệm cấu trúc, góc nghiêng của các tấm mỏng gấp nếp so với phương thẳng đứng được chọn bằng 30^o (đệm loại này được kí hiệu bằng chữ X sau con số chỉ kích thước của đệm). Góc nghiêng này cải thiện được điều kiện thoát lỏng từ bề mặt đệm nhưng lại làm giảm khả năng tiếp xúc giữa 2 pha và vì vậy làm giảm hiệu suất của đệm.

Những phát triển gần đây đã tạo ra được các loại đệm cấu trúc mới có khả năng thoát lỏng từ bề mặt đệm không phải do điều kiện bên trong của màng đệm mà do điều kiện chuyển từ màng đệm này sang màng đệm kia quyết định. Điều này cũng có nghĩa là sự tích lũy lỏng dẫn tới phát sinh chế độ sặc đệm sẽ xảy ra ở vùng chuyển giữa các màng đệm.

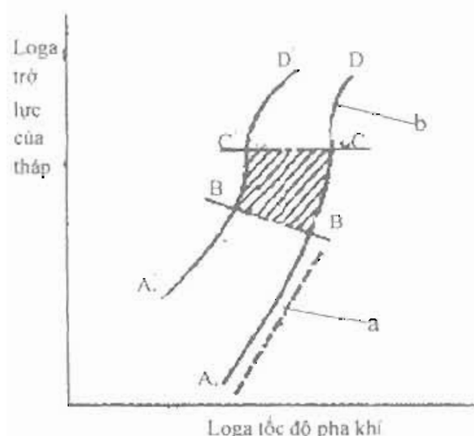
Thế hệ thứ 4 của đệm cấu trúc được bắt đầu với phần thân chính của màng đệm bao gồm các lớp đệm nghiêng với góc 45^o nhưng phần đuôi của từng màng đệm lại có góc hầu như thẳng đứng để tạo điều kiện thuận lợi cho việc thoát lỏng ở phần đuôi của màng đệm (hình 7.70d). Trong khi đó ở màng đệm kế tiếp, các lớp đệm lại quay đi một góc 90^o so với hướng của màng đệm trên chứ không phải tiếp tục hướng theo phương thẳng đứng (hình 7.70d). Đệm dạng hình chữ S này (hay còn được gọi là đệm năng suất cao) sẽ có năng suất cao hơn so với loại đệm tương đương với góc nghiêng 45^o, nhưng lại vẫn có hiệu suất tương đương với hiệu suất của các loại đệm này [Pilling and Haas, Topical Conference Proceedings, p.132, AIChE Spring Meeting, New Orleans, March 10 – 14, 2002; McNulty and Sommerfeldt in "Distillation: Horizons for the New Millennium", Topical Conference Proceedings, p.89, AIChE Spring Meeting, Houston, Tex March, 1999] và có thể thấp hơn so với một số đệm khác [Olujic et al., Chem.Eng. and Proc., 42, p.55, 2003].

7.6.5. Hiện tượng sặc của tháp đệm và trở lực

Đồ thị sự phụ thuộc trở lực của tháp đệm vào tốc độ pha khí đi ngược chiều với pha lỏng ở trong tháp đệm được thể hiện trên hình 7.73.

Khi lưu lượng của dòng lỏng đi trong tháp còn nhỏ thì diện tích tiết diện phần tự do trên mặt cắt ngang của đệm sẽ khác không đáng kể so với diện tích tiết diện phần tự do trên mặt cắt ngang của đệm khô và trở lực sẽ được tạo ra khi dòng khí đi qua các khe hở trong lớp đệm. Chính vì vậy, trở lực khi đó sẽ tỷ lệ thuận (một cách gần đúng) với bình phương tốc độ của pha khí (vùng AB trên đồ thị).

Khi lưu lượng của dòng lỏng trong tháp tăng lên, các khe hở trong lớp đệm sẽ giảm xuống (do lỏng lấp dần các khe trống), khi đó trở lực sẽ tăng lên (vùng A'B' trên đồ thị), nhưng trở lực hầu như vẫn tỷ lệ với bình phương tốc độ của pha khí.



Hình 7.73. Các đặc trưng của trở lực tháp loại đệm

a. - - - - Trở lực của lớp đệm khô

b. Đường ABCD: trở lực của lớp đệm khi tải trọng lỏng thấp

c. Đường A'B'C'D': trở lực của lớp đệm khi tải trọng lỏng cao

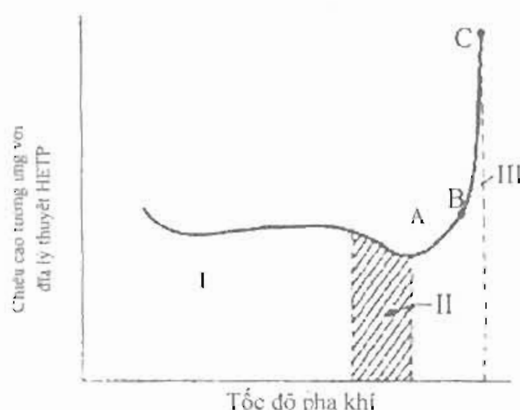
d. Vùng gạch – gạch: vùng làm việc ổn định của tháp (vùng tải trọng)

Khi lưu lượng của dòng khí tăng lên, một phần năng lượng của dòng khí sẽ được sử dụng để giữ cho lượng lỏng ở trong tháp tăng dần. Vùng bao gồm tất cả các giá trị lưu lượng của dòng lỏng, khi trở lực của tháp đệm tỷ lệ thuận với tốc độ của pha khí với số mũ lớn hơn 2, sẽ tạo thành vùng tải trọng của tháp (vùng làm việc ổn định của tháp). Trở lực của tháp đệm ở vùng này tăng lên là do lỏng tích lũy lại trong các khoảng trống của lớp đệm (vùng BCC'B').

Khi lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm tăng lên, đường kính lỗ hiệu dụng có thể bé tới mức pha lỏng sẽ trở thành pha liên tục trên tiết diện ngang của tháp. Sự mất ổn định của tháp sẽ diễn ra đồng thời với sự xuất hiện sự gia tăng dòng lỏng liên tục ở trong tháp. Trở lực của tháp khi đó sẽ tăng vọt khi tốc độ pha khí chỉ tăng lên không đáng kể (điều kiện C hoặc C' trên đồ thị). Hiện tượng này được gọi là hiện tượng sặc của tháp đệm (tương tự như hiện tượng sặc do cuốn lỏng theo khí trong tháp đĩa).

Nói cách khác, trong tháp đệm đã xảy ra hiện tượng đảo pha: pha liên tục là pha lỏng và pha phân tán là pha khí. Tháp sẽ ở trạng thái không ổn định: chỉ cần giảm nhẹ tốc độ của pha khí, pha khí sẽ quay trở lại là pha liên tục và pha lỏng sẽ lại là pha phân tán.

Tháp đệm có thể làm việc ổn định ở vùng phía ngoài điểm sặc với pha lỏng là pha liên tục và pha khí là pha phân tán (vùng CD hoặc C'D') [Lerner and Grove, Ind. Eng. Chem. 43, 216 (1951); Teller, Chem. Eng. 61 (9), 168 (1954); Lenng et al. Ind. Eng. Chem. Fund 14 (1), 63 (1975); Buchanan, Ind. Eng. Fund. 15 (1), 87 (1976)].



Hình 7.74. Hiệu suất của tháp đệm ở chế độ hồi lưu toàn phần

I. Vùng trước tải trọng làm việc

II. Vùng tải trọng làm việc của tháp

III. Điểm sặc của tháp

Đối với tháp chưng luyện loại đệm làm việc ở chế độ hồi lưu hoàn toàn (toàn phần), vùng tải trọng (vùng làm việc ổn định) và vùng sặc của tháp có thể nhận biết được theo hiệu suất chuyển khối (hình 7.74). Khi lưu lượng dòng lỏng và dòng khí cùng tăng lên và tới khi đạt được điểm B sẽ là lúc lượng lỏng tích tụ lại trong tháp rất nhanh làm cho bề mặt tiếp xúc pha hiệu dụng của chuyển khối giảm nhanh và do vậy hiệu suất chuyển khối cũng sẽ giảm nhanh.

7.6.5.1. Định nghĩa điểm sặc

Năm 1966, Silvey và Keller [Chem. Eng. Progr. 62 (1), 68 (1966)] đã liệt kê 10 định nghĩa khác nhau về điểm sặc đã được sử dụng trong các tài liệu khác nhau. Sau này, theo thống kê kỹ lưỡng hơn [Kister and Gill, Proceeding of Chemeca 92, p.185 - 2, Canberra, Australia, 1992] số định nghĩa về điểm sặc của tháp đệm tăng lên đến con số 20. Như Silvey và Keller đã nhấn mạnh, sự tồn tại quá nhiều định nghĩa về điểm sặc đã đặt ra vấn đề là cái gì đã tạo ra điểm sặc ở trong tháp đệm và điểm sặc đã xuất hiện ở tốc độ nào của dòng khí. Các dấu hiệu thường dùng để nhận biết sự xuất hiện điểm sặc trong các định nghĩa đã công bố bao gồm sự xuất hiện lỏng ở phía trên lớp đệm, sự cuốn lỏng theo khí vượt quá mức bình thường, sự tăng nhanh trở lực của lớp đệm, lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm tăng nhanh và sự giảm nhanh của hiệu suất chuyển khối.

Các quan sát chi tiết và cẩn thận của Kister và Gill đã cho thấy hầu hết các định nghĩa đều mô tả điểm bắt đầu của giai đoạn sặc (điểm C và C' trên các hình 7.73 và 7.74). Các định nghĩa khác nhau về giai đoạn đầu của sặc đã dẫn đến các số liệu tản mát về điểm sặc (cho cùng một loại đệm và ở điều kiện làm việc tương tự). Từ đây có thể rút ra nhận xét là các định nghĩa mô tả điểm bắt đầu của giai đoạn sặc đều có thể coi là chấp nhận được.

Tuy nhiên, do cho các hệ khác nhau và cho các loại đệm khác nhau, các dấu hiệu nổi bật về điểm sặc sẽ thay đổi và khác nhau, nên việc sử dụng nhiều các dấu hiệu khác nhau để nhận biết điểm sặc sẽ là hợp lý nhất.

Để nhận biết điểm sặc nên sử dụng định nghĩa sau đây của Fair và Bravo [Chem. Eng. Symp. Ser. 104, A183 (1987)]:

"Vùng tăng nhanh trở lực của đệm, với đồng thời giảm hiệu suất chuyển khối. Lỏng bị cuốn nhiều theo dòng khí cũng sẽ được công nhận là một dấu hiệu của vùng sặc".

Một định nghĩa hầu như tương tự với định nghĩa trên cũng đã được Billet đề xuất [Distillation Engineering, Chem.Publishing Co., New York, 1979].

Năng suất làm việc tối đa của tháp đệm (MOC) (còn được gọi là năng suất hiệu quả tối đa) đã được Strigle định nghĩa [Strigle, Packed Tower Design and Applications, 2d ed., Gulf Publishing, Houston, Tex., 1994] như là "lưu lượng dòng khí tối đa đi qua tháp mà vẫn đảm bảo hiệu suất bình thường của đệm" (tương ứng với điểm B trên hình 7.74). Điểm tương ứng với năng suất làm việc tối đa B dễ dàng nhận thấy trên hình 7.74. Tuy nhiên, trong nhiều trường hợp khác, định vị được điểm tương ứng với năng suất làm việc tối đa gặp nhiều khó khăn và đây là chủ đề cần phải được tiếp tục quan tâm.

Trong đại đa số các trường hợp [Kister and Gill, Chem. Eng. Progr. 87 (2), 32 (1991)], tốc độ của dòng khí tại thời điểm đạt năng suất làm việc cực đại có liên quan đến điểm sặc theo phương trình sau:

$$U_{S,MOC} = 0,95\ U_{S,fl} \quad (7.94)$$

Ở đây: $U_{S,fl}$ – tốc độ dòng khí tại điểm sặc, m/s

$U_{S,MOC}$ – tốc độ khí dòng tương ứng với năng suất làm việc cực đại, m/s

7.6.5.2. Dự đoán điểm sặc và dự đoán trở lực của đệm

Phương trình tổng quát đầu tiên dùng để dự đoán điểm sặc của tháp đệm đã được Sherwood, Shipley và Holloway đề xuất [Ind. Eng. Chem, 30, 768 (1938)] trên cơ sở các số liệu đo được trong phòng thí nghiệm cho hệ không khí – nước cho tháp đệm (đệm đổ lộn xộn). Các công trình nghiên cứu sau đó trên hệ không khí – các chất lỏng thay thế cho nước được Leva và Eckert tiến hành [Chem. Eng. Progr. Symp. Ser, 50 (1), 51 (1954)] và đã đưa ra được quan hệ phụ thuộc của trở lực của đệm vào tốc độ dòng khí. Giản đồ tổng quát của Eckert [Chem. Eng. Progr. 66 (3), 39 (1970)] "Điểm sặc – Trở lực của đệm" sau này được Strigle cải tiến và đơn giản hóa [Strigle, Packed Tower Design and Applications, 2d ed, Gulf

Publishing, Houston, Tex., 1994] (trên hình 7.75). Giản đồ này thường có tên gọi là "Phương trình trở lực tổng quát GPDC". Trục tung của giản đồ này là thông số năng suất (phương trình 7.95) và thông số này được thể hiện ở dạng hàm số của hệ số Souders – Brown (hệ số này áp dụng cho cả tháp loại đĩa):

$$CP = C_S F_p^{0.5}.\nu^{0.05} = U_t.(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G})^{0.5} F_p^{0.5}.\nu^{0.05} \qquad (7.95)$$

Ở đây: U_t – tốc độ của pha khí tính theo tiết diện ngang của tháp, ft/s;

ρ_G, ρ_L – khối lượng riêng của khí và lỏng, lb/ft^3 hoặc kg/m^3;

F_p – yếu tố đệm, ft^{-1};

ν – độ nhớt động của chất lỏng, cS;

C_S – thông số C (trong phương trình 7.4), tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp, ft/s;

CP – thông số năng suất, đại lượng không thứ nguyên.

Trên trục hoành cũng là thông số dòng không thứ nguyên (tương tự như trong trường hợp tháp loại đĩa):

$$F_{LG} = \frac{L}{G}(\frac{\rho_G}{\rho_l})^{0.5} \qquad (7.96)$$

Ở đây: F_{LG} – thông số dòng không thứ nguyên;

L, G – lưu lượng dòng lỏng và dòng khí, $kg/(m^2.s)$;

ρ_G, ρ_l – khối lượng riêng của khí và lỏng, kg/m^3.

Đối với đệm cấu trúc, Kister và Gill [Chem. Eng. Symp. Ser, 128, A109 (1992)] đã nhận thấy sự phụ thuộc của trở lực của đệm cấu trúc vào tốc độ của dòng khí mạnh hơn nhiều so với dự đoán trên hình 7.75, và hai tác giả này đã đưa ra giản đồ cải tiến dùng để dự đoán trở lực của đệm cấu trúc (hình 7.76).

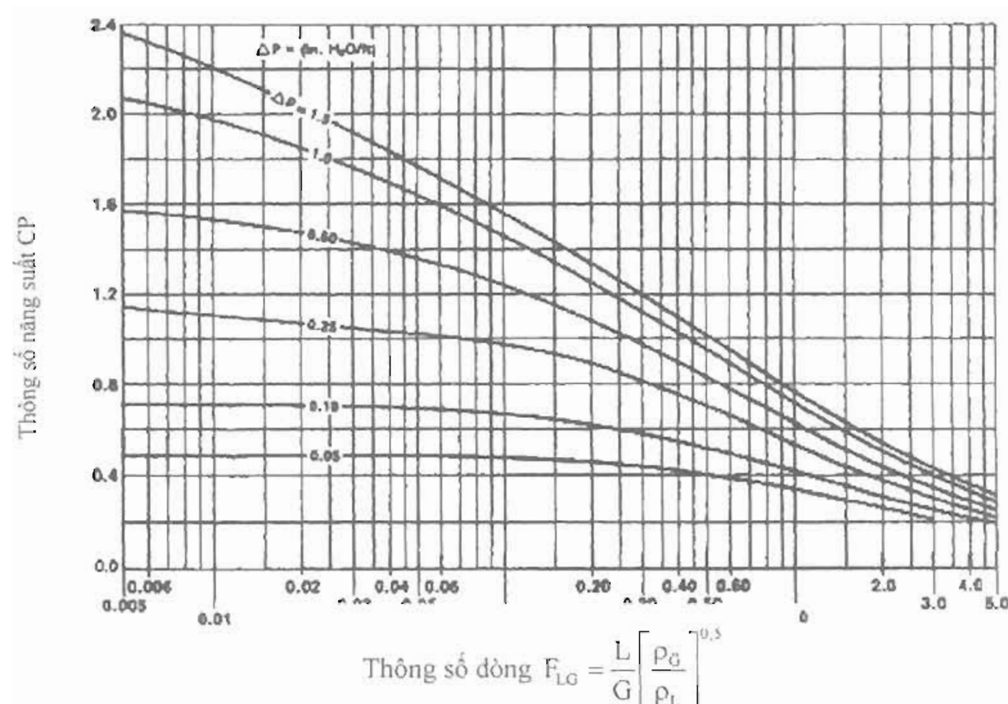
Giản đồ tổng quát GPDC dùng để dự đoán trở lực trên hình 7.75 và 7.76 không bao gồm các đường cong sặc đặc trưng. Để tính điểm sặc từ giản đồ tổng quát về trở lực, Kister và Gill đã đưa ra phương trình sau:

$$\Delta P_{sặc} = 0{,}12F_p^{0.7} \qquad (7.97)$$

Phương trình trên cho phép tìm được đường cong trở lực trên hình 7.75 và trên hình 7.76 khi tại đó xuất hiện giai đoạn đầu của hiện tượng sặc đệm.

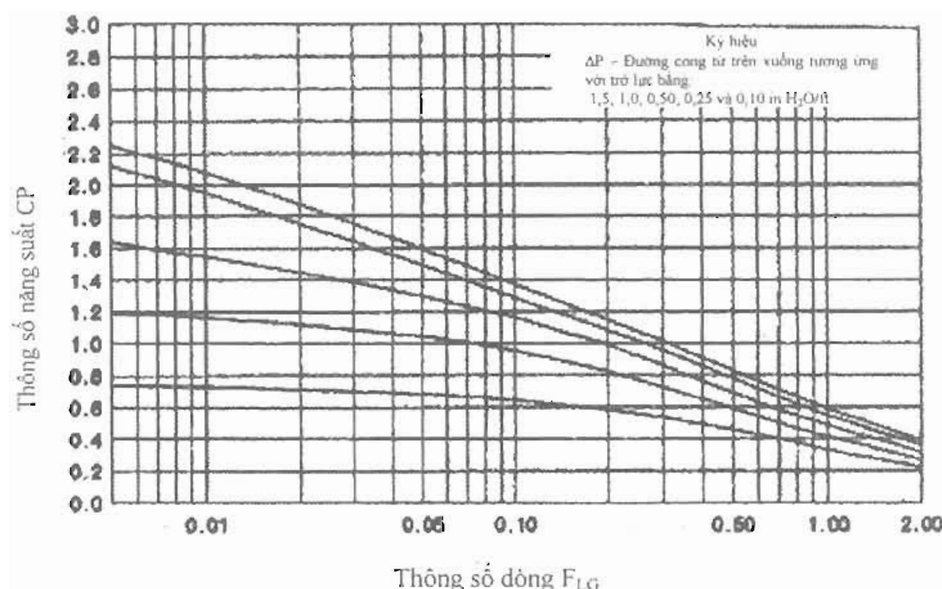
Đối với các loại đệm đổ lộn xộn năng suất thấp, như các loại đệm đổ lộn xộn của thế hệ thứ nhất có kích thước bé (d < 1 in và $F_p > 60\ ft^{-1}$), giá trị trở lực tính được ở chế độ sặc vượt nhiều so với đường cong trở lực trên cùng của hình 7.75. Điều này có nghĩa là trở lực 1,50 in H_2O/ft đã được coi là điều kiện xuất hiện của giai đoạn đầu của chế độ sặc nhưng những đo đạc thực tế cho thấy giá trị này phải khoảng 2,0 ÷ 2,5 in H_2O/ft.

Yếu tố đệm F_p được xác định bằng thực nghiệm cho từng loại đệm và cho từng kích thước của đệm. Kister và Gill [Chem. Eng. Progr. 87 (2), 32 (1991)] đã chỉ ra rằng sai số về trở lực xác định theo giản đồ tổng quát không phải mang tính ngẫu nhiên mà có xu thế mang tính hệ thống. Để tránh các vùng tại đó sai số có tính hệ thống và dẫn đến kết quả dự đoán về trở lực của đệm không tốt, Kister và Gill đã áp các số liệu thực nghiệm cho từng loại đệm riêng biệt lên các đường cong của giản đồ tổng quát về trở lực (ví dụ hình 7.77).



Hình 7.75. Giản đồ tổng quát GPDC dùng để dự đoán trở lực của Eckert – Strigle

(chuyển từ đơn vị in H_2O/ft sang đơn vị H_2O/m phải nhân với hệ số 83,81)



Hình 7.76. Giản đồ tổng quát GPDC về trở lực của các loại đệm cấu trúc

(Tung độ và hoành độ như trên hình 7.75)

Theo phương pháp này, cần phải có giản đồ trở lực cho từng loại đệm và cho từng kích thước đệm. Phương pháp này sẽ cho phép đạt được độ chính xác cao nhất có thể, vì thực chất đây là phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm, và nhờ đó sẽ loại bỏ được các vùng không chắc chắn. Bộ các giản đồ trở lực cho các loại đệm và kích thước đệm khác nhau có thể xem trong [Kister H. Z. Distillation Design,

McGraw Hill, New York. 1992]. Các phần cập nhật của bộ giản đồ này có thể xem trong [Kister, Lason and Gill, Paper presented at the AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex., March 19 – 23, 1995; Kister, Scherffius, Afchar and Abkar, In Distillation 2007: Topical Conference proceedings, 2007, AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex.]. Trong tài liệu cuối cùng này đã tiến hành thảo luận về mức độ đúng và sai khi áp dụng các giản đồ nội suy ở trên.

Nhiều phương pháp khác dùng để dự đoán trở lực và điểm sặc của đệm đã được đề xuất. Các phương trình của Billet và Schultes [IChemE. Symp. Ser. 104, pp. A171 and B255 (1987)] và Mackowiak ["Fluiddynamik von kolonen mit Modernen Füll Korpern und Packungen für gas/Flussigkeitssysteme", Otto Sale Verlag, Frankfurt am Main und Verlag Sauerländer Aarau, Frankfurt am Main, 1991] là các phương án khác của giản đồ tổng quát về trở lực của đệm có tính đến lượng lỏng bị giữ lại trong đệm. Phương trình của Eiden và Bechtel [IChemE. Symp. Ser. 142, p.757 (1997)] cũng là một phương án của giản đồ tổng quát về trở lực có sử dụng các hằng số đặc trưng cho hình dạng của đệm thay cho việc sử dụng các yếu tố đệm.

Khi áp dụng phương trình của Wallis Lockett và Billingham [IChemE. Symp. Ser. 152, p.400, London (2006)] đã đưa ra phương trình sau đây để dự đoán trở lực của đệm:

$$C_G^{0,5} + mC_L^{0,5} = C_{LG} \quad (7.98)$$

Ở đây: $$C_L = U_L[\rho_L/(\rho_L - \rho_G)]^{0,5} \quad (7.99)$$

Phương trình Lockett – Billingham rất phù hợp với các loại đệm cấu trúc có bề mặt riêng lớn (> 400 m^2/m^3).

Trong phương trình trên: C_G – thông số C của khí (phương trình 7.4) và được tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp; m và C_{LG} – các hằng số có thể tra cứu theo tài liệu đã dẫn của Lockett và Billingham cho một số loại đệm.

Do thiếu các số liệu về các hằng số trong phương trình trên cho rất nhiều loại đệm (kể cả cho các loại đệm hiện đại, đang rất phổ biến hiện nay), các phương trình này (trừ phương trình Eiden và Bechtel) hiện ít được sử dụng trong thực tế.

Các phương pháp trên chỉ áp dụng được cho các hệ không tạo bọt. Để áp dụng được các phương pháp trên cho các hệ tạo bọt hoặc là phải đưa thêm các hệ số giảm tốc trong phương trình dự đoán điểm sặc (bảng 7.7), hoặc là phải giới hạn giá trị tính được của trở lực không vượt quá 0,25 in H_2O/ft chiều cao của lớp đệm [Hausch, Distillation Tools for the Practicing Engineer, Topical Conference Proceedings, p.119, AIChE Spring Meeting, New Orleans, March 10 – 14, 2002].

7.6.5.3. Tính trở lực của đệm tại điểm sặc theo công thức của Kister và Gill

Thực nghiệm đã chỉ ra rằng trở lực của đệm tại điểm sặc sẽ giảm xuống khi kích thước của đệm tăng lên. Dựa vào nguyên tắc trên, Kister và Gill đã đưa ra công thức đơn giản sau để tính trở lực của đệm tại điểm sặc:

$$\Delta P_{fl} = 0,12F_P^{0,7} \quad (7.100)$$

Ở đây: ΔP_{fl} – trở lực của đệm tại điểm sặc, in H_2O/ft chiều cao lớp đệm.

F_P – yếu tố đệm (bảng 7.37), ft^{-1}.

Theo công thức Kister – Gill, trở lực của đệm chỉ phụ thuộc vào yếu tố đệm F_P.

Khi đã biết trở lực của đệm thì có thể tính được tốc độ của dòng hơi tại điểm sặc bằng cách sử dụng các phương pháp chuẩn dùng để dự đoán trở lực của đệm.

Công thức của Kister – Gill có thể dùng để dự đoán trở lực tại điểm sặc của đệm loại đổ lộn xộn và đệm loại có cấu trúc. Sai số giữa các kết quả tính trở lực của đệm tại điểm sặc của các loại đệm theo

công thức của Kister – Gill với các kết quả xác định trở lực của đệm tại điểm sặc bằng phương pháp nội suy trên giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC nằm trong khoảng ± 15% (chủ yếu nằm trong khoảng ± 10%).

Để tăng độ chính xác trong dự đoán trở lực của đệm nên kết hợp cả phương pháp của Kister – Gill với phương pháp nội suy trên giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC.

7.6.5.4. Dự đoán điểm sặc đệm theo phương trình của Billet và Schultes

Billet và Schultes đã cải biến giản đồ tổng quát về trở lực của đệm bằng cách tính đến ảnh hưởng của lượng lỏng bị giữ lại trong đệm. Tính đến ảnh hưởng của lượng lỏng bị giữ lại trong đệm làm cho công thức của Billet và Schultes có giá trị hơn về mặt lý thuyết, nhưng nó cũng làm cho công thức tính toán phức tạp hơn lên.

Từ phương trình dùng để xác định lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm và chấp nhận giả thiết là tại điểm sặc đệm chỉ cần một sự tăng nhỏ của tốc độ dòng lỏng hoặc dòng hơi cũng sẽ dẫn đến sự thay đổi đột biến lượng lỏng bị giữ lại trong đệm (ở vùng lân cận của giá trị vô cùng). Phương trình Billet và Schultes có dạng sau đây:

$$U_{S,fl}^2 \cdot (\frac{\rho_G}{\rho_L}) = \frac{2}{0,3048} \cdot \frac{(\varepsilon - h_{L,fl})^3}{\varepsilon} \cdot \frac{h_{L,fl}}{a_p} C_{L,fl}^2 \cdot [F_{LV} (\frac{\mu_L}{\mu_G})^{0,2}]^{n_{fl}} \quad (7.101)$$

Ở đây: F_{LV} – thông số dòng được tính theo công thức (7.96): $F_{LV} = \frac{L}{G}(\frac{\rho_G}{\rho_L})^{0,5}$

Các đại lượng $C_{L,fl}$ và n_{fl} được tính theo công thức sau:

– Với $F_{LV} \le 0,4$ thì $C_{L,fl} = C_{1,fl}$; $n_{fl} = 0,388$ (7.102)

– Với $F_{LV} > 0,4$ thì $C_{L,fl} = C_{2,fl}$; $n_{fl} = 1,416$

$C_{1,fl}, C_{2,fl}$ – các hằng số trong phương trình Billet – Schultes (bảng 7.36);

a_p và ε – bề mặt riêng và thể tích tự do của đệm (bảng 7.37);

$h_{L,fl}$ – phần lỏng bị giữ lại trong lớp đệm tại điểm sặc đệm (ft^3 lỏng/ft^3 thể tích đệm) và được tính theo công thức:

$$h_{L,fl}^3 (3h_{L,fl} - \varepsilon) = 6\varepsilon \frac{Re_L}{Ga_L} \quad (7.103)$$

Đây là phương trình bậc 4 đối với $h_{L,fl}$, nhưng phương trình này chỉ có một nghiệm duy nhất có ý nghĩa vật lý và phải thỏa mãn điều kiện:

$$\varepsilon/3 \le h_{L,fl} \le \varepsilon \quad (7.104)$$

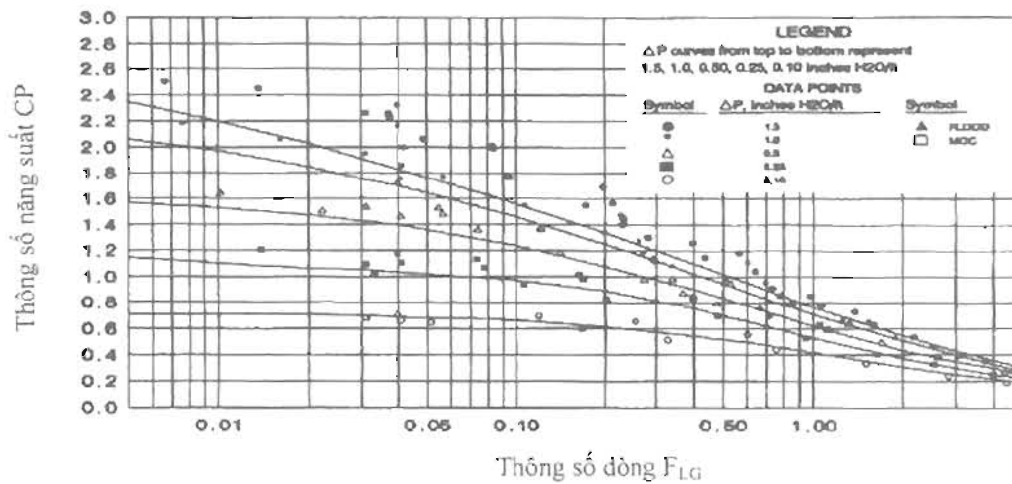
Chuẩn số Re_L của lỏng được tính theo tốc độ của lỏng tại điểm sặc đệm. Chuẩn số Reynolds Re_L và chuẩn số Galilê Ga_L được tính theo các công thức:

$$Re_L = \frac{\rho_L U_L}{0,000672 a_p \mu_L} \quad (7.105)$$

$$Ga_L = \frac{g \rho_L^2}{(0,000672 \mu_L)^2 a_p^3} \quad (7.106)$$

VÒNG PALL (kim loại) – 1"

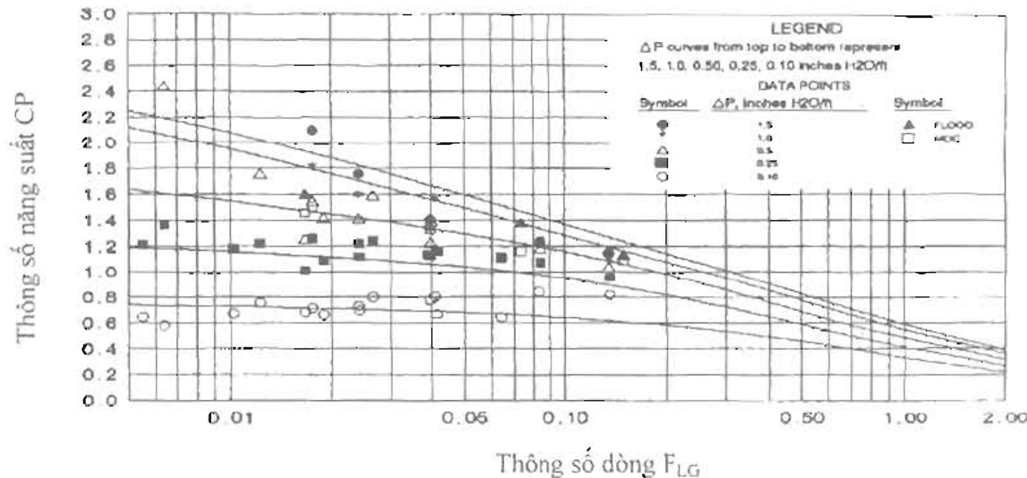
TRỞ LỰC – HỆ NƯỚC



(a)

ĐỆM

TRỞ LỰC – SẶC



(b)

Hình 7.77. Giản đồ nội suy tổng quát trở lực của các loại đệm ΔP, in H_2O/ft

a. Đệm đổ lộn xộn (vòng Pall kim loại đường kính 1 inch, hệ không khí – nước) F_p= 56

b. Đệm cấu trúc (loại Koch – Sulzer Bx) F_p= 21

Ký hiệu	*ΔP, inch H_2O/ft*	*Ký hiệu*	*Chế độ*
●	*1.5*	▲	*Sặc*
•	*1.0*	□	*Năng suất cực đại*
△	*0.5*		
■	*0.25*		
o	*0.10*		

• Các ký hiệu lớn cho đệm cấu trúc là cho các hệ không chứa nước

Phương trình Billet – Schultes áp dụng được cho cả đệm loại đổ lộn xộn và đệm cấu trúc. Phương trình này có cơ sở lý thuyết rất tốt và cho sai số trong dự đoán điểm sặc đệm nằm trong khoảng ± 10%.

Do các hệ số trong phương trình Billet – Schultes không có cho tất cả các loại đệm nên việc áp dụng rộng rãi phương trình này trong thực tế sẽ bị hạn chế.

Bảng 7.36. Các hệ số của phương trình Billet - Schultes

Đệm	*Kích thước (inch)*	*Thông số*			*Chế độ sặc*		*Chế độ làm việc*	
		N_p, $1/ft^3$	a_p, ft^2/ft^3	ε, ft^3/ft^3	$C_{1,fl}$	$C_{2,fl}$	$C_{1,lo}$	$C_{2,lo}$
Đệm đổ lộn xộn (kim loại)								
Vòng Pall	2	176,8	34,3	0,951	1,580		2,725	
	1,4	552,7	47,9	0.946	1,679		2,629	
	1,0	1345,1	65,5	0,942	2,083		2.627	
	5/6	6490,9	112,3	0,933	2,081		2,550	
Vòng Hiflow	2	141,6	28,1	0,977	1,626		2,702	
	1	1130,3	60,5	0,962	2,177		2,918	
Vòng Bialecki	2	177,8	36,9	0,966	1,896	1,627	2,916	3.616
	1,4	514,7	47,2	0,965	1,885	1,883	2,753	3,850
	1,0	1472,5	68,6	0,945	1,856	1,782	2,521	3,412
CMR	1,5	1720,1	53,3	0,974	1,841		2,697	
	1,0	4487,3	70,9	0,971	1,996		2,703	
	5/6	15,686	103,6	0,951				
Vòng Rasching	5/6	10,838	177,5	0,917				
Đệm đổ lộn xộn (nhựa)								
Vòng Pall	2	188,7	31,1	0,926	1,757		2,816	
	2 (Lưới)				1,886		2,967	
	1,4	472,4	45,2	0,907	1,742		2,654	
	1,0	1481,0	68,6	0,880	2.064	2,252	2,696	4,062
Vòng Hiflow	3,5				1,597		2,853	
	2	198,1	36,6	0,924	1,871		2,894	
	2 (Super)				1,702		2,866	
	1				1,989		2,842	
Vòng Bialecki	2				1,540	1,366	2,558	3,221

Nor – Pac	2	218,3	29,0	0,949	1,786		2,959	
	1,4	485,5	42,4	0,930	2,242		3,179	
	1	1260,1	54,9	0,927				
	1 Type A				2,656		3,419	
	1 Type B				2,472		3,277	
	1 Type C				2,156		2,990	
	1 10 - web				2,083		2,865	
	7/8				2.173		2,893	
	5/6	5486	97,4	0,918	2,406	2,246	2,911	3,881
Yên ngựa Intalox	2				1,548		2,382	
	2 (Lưới)				1,657		2.675	
	1,4				1,600		2,317	
Vòng Ralu	2				1,812		2,843	
Jaeger Tri – Paks	1¾	339,8	42,5	0,928				
Tellerette	1¾	1048,8	57,9	0,930				
	1				2,132		2,913	
Đệm đổ lộn xộn (Gốm – sứ)								
Vòng Pall	2	182,8	36,9	0,770	1,913	1,830	2,846	3,762
Vòng Hiflow	3				1,565		2,903	
	2				1,694		2,819	
	1,4				1,667		2,664	
	3/4 (4 web)	2873	72,9	0,797	2,410		2,875	
	3/4(6 web)	3126	81,0	0,776				
Vòng Raschig	2				1,574	1,499	2,482	3,312
	1	1483	61,4	0,640	1,899	1,950	2,454	3,450
	5/6	6230	94,5	0,690				
	3/4	24000	150,0	0,570				
Yên ngựa Berl	1	1770	72,0	0,725				
	1/2	15000	133,0	0,660				
Đệm được xếp thành từng chồng								
Vòng Pall (gốm sứ)	2	212,7	42,3	0,670	3,024		3,793	

Đệm Impulse (gốm sứ)	2	215,2	31,1	0,830	1,655	1,505	2,664	3,401
	2,N	237,4	34,3	0,816	1,917		3,004	
	2,N,T	235,3	42,1	0,766				
Đệm Bialecki (kim loại)	1,4	587,2	53,8	0,960				
	1	2218	101,0	0,940	2,794		3,411	
Đệm cấu trúc (kim loại)								
Gempak	A2 T-304		61,6	0,977	2,099		2,986	
Ralu pak	250				2,558		.3,178	
Đệm Impulse	250		76,2	0,975	1,996	1,838	2,610	3,458
Montz B1	100		30,5	0,987	1,911		3,089	
	200		61,0	0,978	2,339		3,116	
	300		91,4	0,930	2,464	2,034	3,098	3,616
Đệm cấu trúc (nhựa)								
Mellapak	250Y		76,2	0,960	2,464		3,157	
Montz C2	200				1,973		2,653	
Euroform	110		33,5	0,936	1,975		3,075	

7.6.5.5. Trở lực của đệm

Giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC (hình 7.75 và 7.76) và các giản đồ nội suy của Kister và Gill là các phương pháp phổ biến nhất dùng để xác định trở lực của đệm.

Phương pháp Robbins cũng là một trong những phương pháp phổ biến dùng để xác định trở lực của đệm nhưng phương pháp này chỉ đặc biệt phù hợp cho trường hợp tải trọng lỏng nhỏ (sẽ trình bày dưới đây).

Khi dòng khí đi qua lớp đệm khô, trở lực của đệm có thể được đánh giá theo phương trình dòng đi qua lỗ.

Đối với lớp đệm ướt, trở lực sẽ tăng lên do trong đệm có một lượng lỏng, và vì vậy diện tích dòng khí đi qua sẽ bị thu hẹp lại (hình 7.73). Về nguyên tắc, khi tính trở lực của lớp đệm ướt có thể sử dụng các phương trình dùng để tính trở lực của lớp đệm khô bằng cách sử dụng hệ số hiệu chỉnh về sự có mặt của lỏng ở trong đệm. Quan điểm này đã được Leva sử dụng [Chem. Eng. Progr. Symp. Ser, 10, 50, 51 (1954)].

Gần đây hơn, quan điểm này cũng được Robbins sử dụng [Chem. Eng. Progr. p. 87 (May 1991)]. Nội dung của phương pháp Robbins sẽ được trình bày dưới đây.

Trở lực tổng cộng của lớp đệm bao gồm:

$$\Delta P_t = \Delta P_d + \Delta P_L \quad (7.107)$$

Ở đây: ΔP_t – trở lực tổng cộng của lớp đệm, in H_2O/ft chiều cao của lớp đệm

ΔP_d – trở lực của lớp đệm khô:

$$\Delta P_d = C_3 G_f^2 10^{(C_4 L_f)} \quad (7.108)$$

ΔP_L – trở lực của lớp đệm do sự có mặt của lỏng tạo ra:

$$\Delta P_L = 0{,}4.[L_f/20.000]^{0,1}.[C_3 G_f^2 10^{(C_4 L_f)}]^4 \quad (7.109)$$

G_f – yếu tố tải trọng của khí:

$$G_f = 986 F_s (F_{pd}/20)^{0,5} \quad (7.110)$$

L_f – yếu tố tải trọng của lỏng:

$$L_f = L.(62{,}4/\rho_L)(F_{pd}/20)^{0,5}\mu_L^{0,1} \quad (7.111)$$

Đại lượng F_{pd} – yếu tố đệm khô, là đại lượng đặc thù cho từng loại đệm và kích thước đệm (bảng 7.37 và 7.38).

Khi áp suất làm việc lớn hơn áp suất khí quyển, cho một số kích thước đệm nhất định, các đại lượng L_f và G_f được tính theo các công thức khác nhau:

$$G_f = 986 F_s (F_{pd}/20)^{0,5}.10^{0,3\rho_G} \quad (7.112)$$

$$L_f = L.(62{,}4/\rho_L)(F_{pd}/20)^{0,5}\mu_L^{0,2} \quad \text{khi } F_{pd} > 200 \quad (7.113a)$$

$$L_f = L.(62{,}4/\rho_L)(20/F_{pd})^{0,5}\mu_L^{0,1} \quad \text{khi } F_{pd} < 15 \quad (7.113b)$$

Khi sử dụng các phương trình của Robbins phải rất chú ý tới đơn vị đo của các đại lượng. Vì vậy, để đơn giản hoá khi sử dụng, đồ thị của các phương trình Robbins đã được thể hiện trên hình 7.78. Sau khi đã xác định được các đại lượng L_f và G_f, trở lực của đệm ΔP_L được tìm trực tiếp trên giản đồ.

Ký hiệu và đơn vị đo của các đại lượng trong các phương trình của Robbins:

$C_3 = 7{,}4 . 10^{-8}$

$C_4 = 2{,}7 . 10^{-5}$

F_{pd} – yếu tố đệm khô, ft^{-1};

F_s – yếu tố F bề mặt của khí;

G – tốc độ khối lượng của dòng khí, lb/hr.ft^2;

G_f – yếu tố tải trọng của khí, lb/hr.ft^2;

L – tốc độ khối lượng của lỏng, lb/hr.ft^2;

L_f – yếu tố tải trọng của lỏng, lb/hr.ft^2;

ΔP – trở lực của đệm, in H_2O/ft chiều cao lớp đệm.

Chú ý:

Để chuyển từ in H_2O/ft sang mm H_2O/m phải nhân với hệ số 83,3 và để chuyển từ ft sang m phải nhân với hệ số 0,3048.

ρ_G – khối lượng riêng của khí, lb/ft^3;

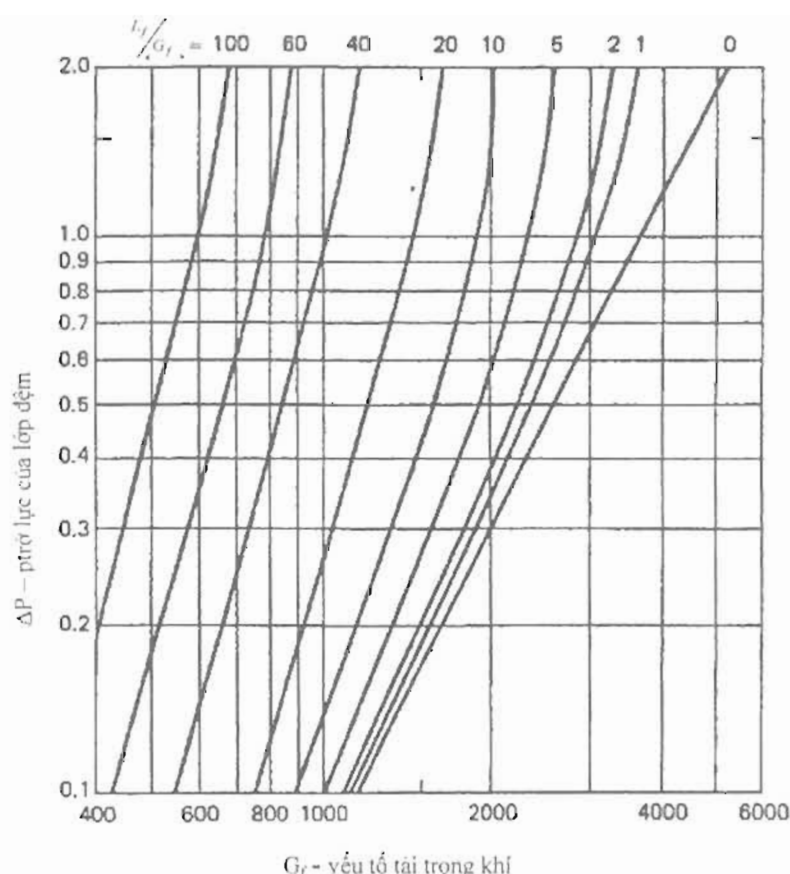
ρ_L – khối lượng riêng của lỏng, lb/ft^3;

μ_L – độ nhớt của chất lỏng, cP.

Phương trình Robbins áp dụng cho áp suất làm việc gần với áp suất khí quyển và áp suất chân không, nhưng không vượt quá áp suất tuyệt đối 3 bar. Cho các giá trị cao (> 0,3) của thông số dòng (phương trình 7.96), phương trình Robbins mới chỉ được kiểm tra cho hệ không khí – nước.

Để dự đoán điểm sặc và năng suất làm việc cực đại, Robbins đề nghị sử dụng kết hợp phương trình trở lực Robbins với các phương trình (7.97) cho điểm sặc và phương trình (7.94) cho năng suất làm việc cực đại.

Giản đồ trở lực tổng quát và phương trình Robbins đều là các phương trình kinh nghiệm. Hiện đã có nhiều các phương trình lý thuyết đã được đề xuất. Đại đa số các phương trình này đều sử dụng mô hình kênh của lớp đệm. Theo mô hình này, trở lực đối với dòng khí là do nhiều kênh song song được tạo ra trong lớp đệm. Các kênh này có thể uốn cong, dãn nở và co lại. Ứng dụng khá phổ biến quan niệm trên chính là phương trình của Rocha và các cộng sự [Rocha, Bravo and Fair, Ind.Eng.Chem. Res. 32,641 (1993)] cho các loại đệm cấu trúc và phương trình của Mackowiak ["Fluiddynamik von Kolonnen mit Modernen Füllkorpern und Packungen für Gas/ Flussigkeitssysteme", Otto Salle Verlag, Frankfurt am Main und Verlag Sauerländer Aarau, Frankfurt am Main, 1991] và Billet [Packed Column Analysis and Design, Ruhr University, Bochum, Germany, 1989]. Trong khi đó, Stichlmair và các cộng sự [Distillation Principles and Practices, Wiley, New York, 1998; Gas Sep. Purif. 3, March 1989, p.19] đã đưa ra các phương trình dựa vào mô hình các hạt của lớp đệm trong đó coi nguyên nhân tạo ra trở lực của lớp đệm là do mất mát năng lượng do ma sát giữa dòng khí và các hạt tạo ra. Mô hình này tương tự như mô hình của Ergun cho dòng một pha [Chem. Eng. Progr. 48(2), 89 (1952)].



Hình 7.78. Phương trình trở lực đệm tổng quát của Robbins

G_f - yếu tố tải trọng của khí, lb/hr.ft^2

ΔP - trở lực của lớp đệm, in H_2O/ft chiều cao lớp đệm

Bảng 7.37. Thông số của một số loại đệm đổ lộn xộn (đổ ngẫu nhiên)

Loại đệm	*Kích thước (mm) hoặc số hiệu (#)*	*Khối lượng riêng của lớp đệm, kg/m^3*	*Diện tích bề mặt riêng, m^2/m^3*	*Thể tích tự do, %*	*Yếu tố đệm, m^{-1}*		*Nhà cung cấp*
					Bình thường F_p	*Đệm khô F_{pd}*	
Kim loại							
Vòng Pall, Vòng Flexi, Vòng Ballast, Vòng P	16	510	360	92	256	262	Nhiều hãng
	25	325	205	94	183	174	
	38	208	130	95	131	91	
	50	198	105	96	89	79	
	90	135	66	97	59	46	
Đệm Intalox (IMTP)	25	224	207	97	134	141	Koch – Glitsch
	40	153	151	97	79	85	
	50	166	98	98	59	56	
	70	141	60	98	39	–	
Vòng Nutter	# 0,7	177	226	98	–	128	Sulzer
	# 1	179	168	98	98	89	
	# 1,5	181	124	98	79	66	
	# 2	144	96	98	59	56	
	# 2,5	121	83	98	52	49	
	# 3,0	133	66	98	43	36	
Vòng Super - Raschig	# 0,5	275	250	98	–	–	Raschig
	# 0,7	185	175	98	–	–	
	# 1	220	160	98	82	–	
	# 1,5	170	115	98	59	–	
	# 2	155	98	99	49	–	
	# 3	150	80	98	36	–	
Vòng Cascade – mini (CMR)	# 1	389	250	96	121	102	Koch – Glitsch
	# 1,5	285	190	96	95	–	
	# 2	234	151	97	72	79	
	# 2,5	195	121	97	62	–	
	# 3	160	103	98	46	43	
	# 4	125	71	98	33	32	
	# 5	108	50	98	26	–	

Fleximax	# 300	–	141	98	85	–	Koch – Glitsch
	# 400	–	85	98	56	–	
Jaeger Tripacks (Top – Pak)	# 1	223	118	96	85	–	Raschig
	# 2	170	75	98	46	–	
VSP	25	352	206	98	105	–	Raschig
	50	296	112	96	69	–	
Vòng Ralu	25	310	215	98	157	–	Raschig
	38	260	135	97	92	–	
	50	200	105	98	66	–	
Hiflow	25	298	203	96	–	–	Rauschert
	50	175	92	98	52	–	
Hy–pak, K–pak, AIPR	# 1	262	174	97	148	–	Koch–Glitsch, Amistco
	# 1,5	180	118	98	95	–	
	# 2	161	92	98	85	–	
	# 3	181	69	98	52	–	
Vòng Raschig (thành dày 1/16 inch)	19	1500	245	80	722	–	Nhiều hãng
	25	1140	185	86	472	492	
	50	590	95	92	187	223	
	75	400	66	95	105	–	
Gốm sứ							
Yên ngựa Berl	6	900	900	60	–	2950	Nhiều hãng
	13	865	465	62	790	900	
	25	720	250	68	360	308	
	38	640	150	71	215	154	
	50	625	105	72	150	102	
Đệm Intalox, yên ngựa Flexi, Novalox, Torus	6	864	984	65	–	2720	Nhiều hãng
	13	736	623	71	660	613	
	25	672	256	73	302	308	
	50	608	118	76	131	121	
	75	576	92	79	72	66	
Vòng Raschig	6	960	710	62	–	5250	Nhiều hãng
	13	880	370	64	1900	1705	
	25	670	190	74	587	492	
	50	660	92	74	213	230	
	75	590	62	75	121	–	

Vòng Pall	25	620	220	75	350	–	Raschig
	38	540	164	78	180	–	
	50	550	121	78	142	–	
	80	520	82	78	85	–	
Vòng Hiflow	38	409	108	83	121	–	Rauschert
	50	405	89	82	95	–	
	70	333	52	86	49	–	
Chất dẻo							
Vòng Pall	15	95	350	87	320	348	Nhiều hãng
	25	71	206	90	180	180	
	40	70	131	91	131	131	
	50	60	102	92	85	82	
	90	43	85	95	56	39	
Đệm Super Intalox, yên ngựa Flexi, Novalox, Super Torus	25	83	207	90	131	131	Nhiều hãng
	50	60	108	93	92	85	
	75	48	89	96	59	46	
Vòng Cascade – mini (CMR)	# 1A	53	185	97	98	92	Koch – Glitsch
	# 2A	46	115	97	59	–	
	# 3A	40	74	98	39	33	
Vòng Super – Raschig	# 0,6	62	205	96	105	–	Raschig
	# 2	55	100	96	49	–	
Vòng Ralu	15	80	320	94	230	–	Raschig
	25	56	190	94	135	–	
	38	65	150	95	80	–	
	50	60	110	95	55	–	
	90	40	75	96	38	–	
	125	30	60	97	30	–	
Snowflake	–	51	92	97	43	–	Koch – Glitsch
Nor – Pac	25	72	180	92	102	–	NSW
	38	61	144	93	69	–	
	50	53	102	94	46	–	
Tri – Packs	# 1	67	158	93	53	–	Raschig
	# 2	53	125	95	39	43	

Ralu – flow	# 1	55	165	95	67	–	Raschig
	# 2	54	100	95	38	–	
Hiflow	25	63	190	92	138	–	Rauschert
	50	59	110	93	66	–	
	90	34	65	97	30	–	
Lanpac, Impac	90	67	148	93	46	–	Lantec
	# 3	83	213	91	49	–	
Tellerettes	25	112	180	87	–	131	Ceilcote
	50	59	125	93	–	–	

Bảng 7.38. Thông số của một số loại đệm cấu trúc

Loại đệm	*Kích thước (mm) hoặc số hiệu đệm*	*Diện tích bề mặt riêng, m^2/m^3*	*Thể tích tự do, %*	*Yếu tố đệm, m^{-1}*		*Nhà cung cấp*
				Bình thường F_p	*Đệm khô F_{pd}*	
Kim loại, tấm mỏng gấp nếp						
Mellapak	125Y	125	99	33		Sulzer
	170Y	170	99	39		
	2Y	223	99	46		
	250Y	250	98	66		
	350Y	350	98	75		
	500Y	500	98	112		
	750Y	750	97	–		
	125X	125	99	16		
	170X	170	99	20		
	2X	223	99	23		
	250X	250	98	26		
	500X	500	98	82		
Mellapak Plus	202Y	–	99			Sulzer
	252Y	250	98	39		
	352Y		98			
	452Y	350	98	69		
	752Y	500	98	131		

Flexipac	700Y	710	96			Koch – Glitsch
	500Y	495	97			
	1Y	420	98	98	(105)	
	350Y	350	98			
	1,6Y	290	98	59		
	250Y	250	99			
	2Y	220	99	49	(36)	
	2,5Y	150	99			
	3,5Y	80	99	30	(15)	
	4Y	55	99	23	(10,5)	
	1X	420	98	52		
	350X	350	98			
	1,6X	290	98	33		
	250X	250	99			
	2X	220	99	23		
	2,5X	150	99			
	3X	110	99	16		
	3,5X	80	99			
	4X	55	99			
Flexipac năng suất cao	700	710	96	223		Koch – Glitsch
	500Z	495	97			
	1Y	420	98	82		
	350Y	350	98			
	1,6Y	290	99	56		
	250Y	250	99			
	2Y	220	99	43		
Intalox	1T	310	98	66		Koch – Glitsch
	1,5T	250	99			
	2T	215	99	56		
	3T	170	99	43		
	4T	135	99			
	5T	90	99			
	5TX	90	99			
Super-Pak	250	250	98	55		Raschig
	350	350	98	70		
Ralu-Pak	250YC	250	98	66		Raschig
Rhombopac	4M	151				Kuhni
	6M	230		59		
	9M	351				

Max-Pak	0,5 – in	229	98	39		Raschig
	B1 – 125	125	97			
	B1 – 200	200				
	B1 – 250	250	95	66		
	B1 – 350	350	93			
Montz-Pak	BSH – 250	250	95			Montz
	BSH – 500	500	91			
	B1 – 250M	250		43		
	B1 – 350M	350				
	B1 – 500M	500				
Vải dệt bằng sợi kim loại						
	AX	250	95			
Sulzer	BX	492	90	69	(52,5)	Sulzer
	CY	700	85			
	BX Plus					
Wire gauze	BX	495	93			Koch – Glitsch
Montz – Pak	A3-500	500	91			Montz
	765	1010	96			
Goodloe	773	1920	95			Koch – Glitsch
	779	2640	92			
	2300	2300	93,6	394/230	460	
Hyperfil	1900	1900	94,8	312/180		Knit Mesh
	1400	1400	96,0	180/131		
Gốm sứ						
	28	260	66	131		
Flexeramic	48	160	77	79		Koch – Glitsch
	88	100	86	49		
Chất dẻo						
	125Y	125				
Mellapak	250Y	250		72		Sulzer
	125X	125				
	250X	250				
Ralu – Pak	30/160	160	92			Raschig
Multifil plastics	P1500	1500	88,5			Knit Mesh

Đối với đệm cấu trúc, Fair và Bravo đã tổng quan các phương pháp đánh giá trở lực của loại đệm này [Chem. Eng. Progr. 86(1), 19 (1990)]. Đối với các loại đệm cấu trúc, các phương pháp thường không sử dụng yếu tố đệm để đánh giá trở lực và điểm sặc. Ở điều kiện làm việc phía dưới điểm tải trọng, mô hình của Bravo và các cộng sự thường được ưu tiên sử dụng [Bravo et al. Hydrocarbon Proc. 65(3), 45(1986)]. Để sử dụng mô hình này cũng như các mô hình khác, các thông số có thứ nguyên của đệm cấu trúc cần phải được định nghĩa. Trên hình (7.72*) dẫn các ký hiệu và các định nghĩa các kích thước chính của đệm. Một kích thước khác của đệm cấu trúc cũng rất quan trọng nhưng không được chỉ ra trên hình là góc gấp nếp so với phương nằm ngang (thường là 45^0 hoặc 60^0).

Ngoài ra, phương trình của Rocha và các cộng sự cho đệm cấu trúc cũng có thể được sử dụng:

$$\Delta P_t = (0{,}171 + \frac{92{,}7}{Re_g})(\rho_G \frac{U_{gl}^2}{S})(\frac{1}{1 - C_o Fr_L^{0{,}05}})^5 \qquad (7.114)$$

Ở đây: $Re_g = \dfrac{S.U_{gl}.\rho_G}{\mu_G}$;

$U_{gl} = \dfrac{U_g}{\varepsilon \sin\theta}$;

$Fr_L = \dfrac{U_L^2}{S.g}$;

S – chiều dài nếp gấp, m;

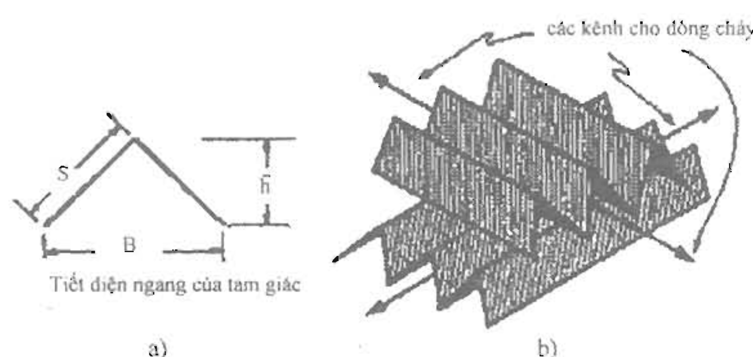
U_g – tốc độ bề mặt của khí, m/s;

ε – thể tích tự do của đệm, m^3/m^3.

θ – góc gấp (so với mặt nằm ngang), độ;

U_L – tốc độ bề mặt của lỏng, m/s;

g – gia tốc trọng trường, m/s^2.



$$D_{EQ} = 4R_H = 4\left(\frac{S.S}{2}\right)\frac{1}{2S} = S\,(cho\ góc\ 90^0)$$

Hình 7.72*. Các thông số hình học của đệm cấu trúc

a. Diện tích tiết diện ngang của dòng; b. Sắp xếp các kênh cho dòng chảy

Mô hình trở lực của Rocha được áp dụng ở vùng phía dưới điểm tải trọng và không dùng để dự đoán điểm sặc vì không tính đến ảnh hưởng của tốc độ dòng khí đến lượng lỏng bị giữ lại trong đệm.

Mô hình của Stichlmair và các cộng sự [Gas Sepn. Purif., 3, 19 (1989)] có tính đến ảnh hưởng của lượng lỏng bị giữ lại trong đệm và có thể áp dụng cho cả đệm lộn xộn và đệm cấu trúc. Mô hình này khó áp dụng và cần phải có ba hằng số cho từng loại đệm và từng kích thước đệm. Các hằng số này mới chỉ có cho một số loại đệm thông dụng.

Gần đây Rocha và các cộng sự đã đưa ra mô hình trở lực và mô hình lượng lỏng bị giữ lại trong đệm và có thể mở rộng để dự đoán điểm sặc [Ind. Eng. Chem. Research, 35, 1660 (1996)]. Mô hình này có tính đến ảnh hưởng của sự thay đổi cấu trúc bề mặt của các loại đệm khác nhau.

Ví dụ 7.7. Trở lực của tháp đệm

Không khí và nước chuyển động ngược chiều trong lớp đệm đổ lộn xộn loại vòng Pall kim loại có đường kính 2 inch. Tốc độ của dòng khí bằng 2,03 $kg/m^2.s$ (1500 $lbs/ft^2.hr$) và tốc độ của dòng lỏng bằng 12,20 $kg/m^2.s$ (9000 $lbs/ft^2.hr$). Hãy xác định trở lực của lớp đệm bằng cách sử dụng giản đồ tổng quát về trở lực GPDC (hình 7.75) và bằng phương pháp Robbins.

Các tính chất của hệ:

$\rho_G = 0,074\ lbs/ft^3$; $\rho_L = 62,4\ lbs/ft^3$; $\mu_L = 0,1$ cP ; $v = 1,0$ cS

Yếu tố đệm $F_p = 27\ ft^{-1}$; Cho phương trình Robbins: $F_{pd} = 24\ ft^{-1}$

Thông số dòng: $F_{LG} = \frac{L}{G}(\frac{\rho_G}{\rho_L})^{0,5} = \frac{9000}{1500}(\frac{0,072}{62,4})^{0,5} = 0,207$

Yếu tố F: $F_s = U_t.\rho_G^{0,05} = (G/3600)(0,074)^{0,5} = (1500/3600)(0,074)^{0,5} = 1,53(^{ft}/_s)(^{lb}/_{ft^3})^{0,5}$

Phương pháp sử dụng GPDC

Thông số năng suất (phương trình 7.95) có thể tính gần đúng theo công thức ($\rho_L >> \rho_G$):

$$CP = U_t.(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G})^{0,5}.F_p^{0,5}.v^{0.05} \approx \frac{F_S}{\rho_L^{0,5}} F_p^{0,5}.v^{0.05} = \frac{1,53}{62,4^{0,5}}.27^{0,5}.(1,0)^{0,05} = 1,01$$

Theo hình 7.75 điểm có hoành độ $F_{LG} = 0,207$ và tung độ CP = 1,01 sẽ cho giá trị trở lực của đệm $\Delta P = 0,38$ inch H_2O/ft chiều cao lớp đệm = 31,65 mm H_2O/m chiều cao lớp đệm.

Phương pháp Robbins

$$G_f = 986F_s(F_{pd}/20)^{0,5} = 986.1,53(24/20)^{0,5} = 1653$$

$$L_f = L.(62,4/\rho_l)(F_{pd}/20)^{0,5}\ \mu_L^{0,1} = 9000.(62,4/62,4)(24/20)^{0,5}.1^{0.1} = 9859$$

$$L_f / G_f = 9859/1653 = 5,96$$

Theo hình (7.78), trở lực $\Delta P = 0,40$ inch H_2O/ft chiều cao lớp đệm = 33,3 mm H_2O/m chiều cao lớp đệm.

7.6.5.6. Trở lực cực đại của tháp đệm

Tháp đệm phải được thiết kế sao cho trở lực tại mọi điểm của tháp không được vượt quá giá trị lớn nhất được xác nhận trong thực tế. Tiêu chuẩn trở lực cực đại cho tháp đệm được liệt kê trong bảng 7.39. Cho chưng cất chân không, cho các hệ tạo bọt và cho các trường hợp khi cần giảm đến mức nhỏ nhất công suất của các máy thổi khí thì tiêu chuẩn trở lực thường quyết định đường kính của tháp.

Bảng 7.39. Trở lực cực đại ΔP_{max} của tháp đệm loại đổ lộn xộn

Loại hệ	*ΔP_{max} (inch H_2O/ft chiều cao lớp đệm)*	*Tài liệu tham khảo*
• Thiết bị tách phân đoạn làm việc ở áp suất khí quyển	0,5 ÷ 1,0 0,75 ÷ 1,0 0,5 ÷ 0,7	63 1, 74 17, 89
• Thiết bị tách phân đoạn làm việc ở áp suất vừa và thấp	0,75 ÷ 1,0 0,5 ÷ 0,7	63, 74, 98 17, 89
• Chưng luyện ở áp suất cao + $0,06 < \rho_G/\rho_L < 0,20$ + $\rho_G/\rho_L > 0,20$	$0,19.F_p^{0,7}(\rho_L/\rho_{H_2O})$ $0,099.F_p^{0,7}(\rho_L/\rho_{H_2O})$	15 15
• Chưng luyện ở áp suất chân không	0,1 ÷ 0,25 0,01 ÷ 0,05 0,05 ÷ 0,3 0,05 ÷ 0,6	1, 63, 98 74 17 89
• Hệ tạo bọt	0,1 ÷ 0,25	1,63
• Các thiết bị hấp thụ	0,2 ÷ 0,6 0,2 ÷ 0,75 0,25 ÷ 0,50 0,1 ÷ 0,4	89 63 74, 98 15
+ Hấp thụ hệ không tạo bọt	0,25 ÷ 0,40	15
+ Hấp thụ hệ tạo bọt	0,25	15
+ L/G > 20	Chú thích 1	15
+ Hấp thụ bằng các amin	0,25	15
+ Hấp thụ bằng cácbonát nóng	0,30	15
+ Sấy khí clo (bằng axít sunfuríc)	0,1 ÷ 0,15	15
+ Hấp thụ khí SO_3	0,25 ÷ 0,30	15
+ Hấp thụ tại áp suất khí quyển	0,2 ÷ 0,4	17
+ Hấp thụ ở áp suất cao	0,5 ÷ 1,0	17
• Nhả khí	0,2 ÷ 0,6 0,2 ÷ 0,75 0,25 ÷ 0,50 0,15 ÷ 0,50	89 63 74, 98 15
+ Nhả bằng khí trơ với các hệ tạo bọt	0,25	15
+ Nhả dung môi bằng hơi nước hoặc bằng cách đun bay hơi với các hệ tạo bọt	0,30	15
+ Tái sinh các amin	0,30	15
+ Hoàn nguyên cácbonát nóng	0,40	17
+ Hoàn nguyên tại áp suất khí quyển	0,2 ÷ 0,4	17
+ Hoàn nguyên tại áp suất cao	0,5 ÷ 1,0	
• Tháp rửa khí	0,25 ÷ 0,6	15
+ Sử dụng nước	0,6	15
+ Sử dụng các chất lỏng không phải là nước với ρ_L > 800 kg/m³	0,4	15
+ Các hệ tạo bọt	0,35	15

Chú thích:

1. Tốc độ của khí không được vượt quá 85% tốc độ của pha này khi trở lực của đệm ΔP = 1,5 inch H_2O/ft chiều cao lớp đệm.

2. 1 inch H_2O/ft chiều cao lớp đệm = 83,3 mm H_2O/m chiều cao lớp đệm.

7.6.6. Chọn tiêu chuẩn trong thiết kế tháp đệm

Trong khi một số nhà thiết kế loại bỏ tiêu chuẩn điểm sặc để dùng tiêu chuẩn năng suất cực đại thì đại đa số các nhà thiết kế lại ưu tiên chọn tiêu chuẩn điểm sặc trong thiết kế tháp loại đệm. Tuy nhiên, tiêu chuẩn nào cũng có những hạn chế nhất định, nhưng nếu các tiêu chuẩn này liên quan đến tiêu chuẩn năng suất cực đại của đệm thì các hạn chế này sẽ ở mức độ cao hơn. Hơn nữa, nguyên tắc cơ bản trong thiết kế là chọn chế độ làm việc của đệm ở mức 70 ÷ 80% so với chế độ sặc sẽ tốt hơn nhiều so với quy tắc chọn 70 ÷ 80% năng suất cực đại.

Tiêu chuẩn trở lực cực đại thường được sử dụng đồng thời với tiêu chuẩn điểm sặc đệm khi tiến hành thiết kế tháp đệm. Tháp được thiết kế sẽ đáp ứng tiêu chuẩn chặt chẽ hơn trong hai tiêu chuẩn trên. Nếu tiêu chuẩn năng suất cực đại được ưu tiên sử dụng thì tiêu chuẩn trở lực cực đại cũng sẽ được kết hợp với tiêu chuẩn này và tháp thiết kế phải đáp ứng được các yêu cầu của tiêu chuẩn chặt chẽ hơn của một trong hai tiêu chuẩn trên.

7.6.7. Trở lực trung bình của lớp đệm

Khi tính toán trên máy tính, lớp đệm thường được chia thành nhiều đoạn. Trở lực của lớp đệm khi đó sẽ bằng tổng trở lực của các đoạn đệm. Mặt khác, trở lực riêng của lớp đệm cũng có thể tính được tại đỉnh và dưới đáy của lớp đệm. Khi đó, trở lực riêng trung bình của lớp đệm có thể tính theo công thức:

$$\Delta P = (0{,}5.\Delta P^{0,5}_{đỉnh} + 0{,}5.\Delta P^{0,5}_{đáy})^2 \qquad (7.115)$$

Đôi khi trở lực riêng trung bình của lớp đệm được tính bằng trung bình cộng của $\Delta P_{đỉnh}$ và $\Delta P_{đáy}$ và kết quả này hơi lớn hơn so với kết quả ΔP nhận được theo công thức trên

7.6.8. Quan hệ giữa chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP và chiều cao của đơn vị chuyển khối HTU

Mô hình chuyển khối hai lớp màng đã đưa ra được phương trình sau đây:

$$H_{OG} = H_G + \lambda H_L \qquad (7.116)$$

Ở đây: H_{OG} - chiều cao của một đơn vị chuyển khối chung khi động lực của quá trình được biểu diễn qua thành phần của pha khí, m;

H_G - chiều cao của một đơn vị chuyển khối của pha khí, m;

H_L- chiều cao của một đơn vị chuyển khối của pha lỏng, m;

λ - m/(L_M/G_M) – góc nghiêng của đường cân bằng pha trên góc nghiêng của đường làm việc (đại lượng Lamđa).

Trong thực tế thiết kế, thay vì sử dụng chiều cao của một đơn vị chuyển khối H_{OG}, thường sử dụng thông số ít chính xác hơn – chiều cao tương đương đĩa lý thuyết (HETP) để biểu diễn hiệu suất của đệm. HETP – chính là chiều cao cần thiết của lớp đệm để đạt được một bậc lý thuyết (một đĩa lý thuyết).

Ở những điều kiện nhất định (khi đường làm việc và đường cân bằng pha đều là đường thẳng), quan hệ giữa chiều cao của đơn vị chuyển khối H_{OG} và chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP có dạng sau:

$$HETP = H_{OG}.\frac{\ln\lambda}{(\lambda-1)} \qquad (7.117)$$

Do chiều cao của lớp đệm

$$Z_P = H_{OG}.N_{OG} = HETP.N_t \qquad (7.118)$$

nên rút ra

$$N_{OG} = N_T.\ \frac{\ln \lambda}{(\lambda - 1))} \qquad (7.119)$$

Do các phương trình (7.117) và (7.119) được xây dựng cho hỗn hợp hai cấu tử và đúng cho trường hợp khi cả đường làm việc và đường cân bằng pha đều là đường thẳng, vì vậy, khi các đường trên có độ cong thì các phương trình trên nên áp dụng cho từng đoạn của tháp, trong đó các đường làm việc và đường cân bằng pha có thể được coi là đường thẳng.

Khi đường làm việc và đường cân bằng pha có cùng góc nghiêng thì H_{OG} = HETP và $N_{OG} = N_t$.

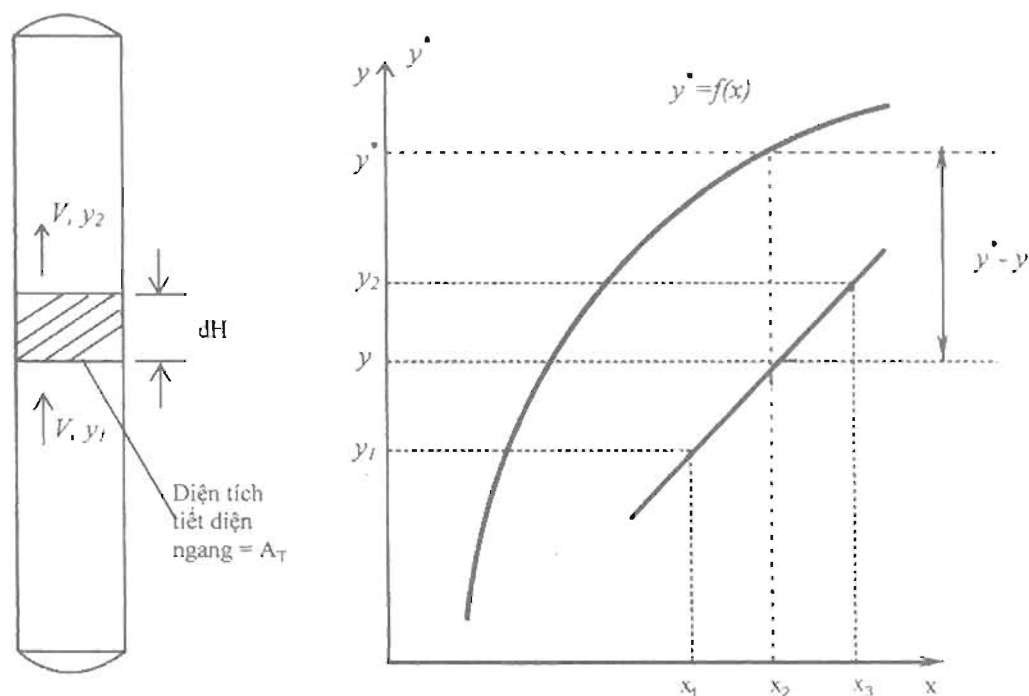
7.6.9. Hiệu suất của đệm và vấn đề chuyển quy mô của tháp đệm

7.6.9.1.Hiệu suất của đệm

Biểu diễn hiệu suất của đệm qua số đơn vị chuyển khối

Xét một phần tử chuyển khối có chiều cao dH trong một tháp loại đệm có các dòng pha khí và pha lỏng chuyển động ngược chiều nhau (hình 7.79). Số mol của cấu tử phân bố đi vào phần tử này trong một đơn vị thời gian sẽ bằng $V.y_1$ và số mol của cấu tử này đi ra khỏi phần tử này trong một đơn vị thời gian sẽ là $V.y_2$. Cho các quá trình chưng cất, chiều của quá trình (xét cấu tử dễ bay hơi) sẽ đi từ pha lỏng sang pha hơi ($\varnothing_x \rightarrow \varnothing_y$). Số mol của cấu tử phân bố đi từ pha này sang pha kia trong một đơn vị thời gian trong phần tử chuyển khối có chiều cao dH sẽ bằng:

$$dN = V.y_2 - V.y_1 = V.dy \qquad (7.120)$$



Hình 7.79. Chuyển khối trong tháp đệm
a. Phần tử chiều cao dH của tháp; b. Đồ thị x – y và động lực của quá trình

Do thể tích của phần tử của tháp có chiều cao dH sẽ bằng $A_T.dH$ nên có thể tính được số mol của cấu tử phân bố theo phương trình chuyển khối:

$$dN = k_{OG}.a_e.\,A_T.dH.(y^* - y) \quad (7.121)$$

Ở đây: k_{OG} – hệ số chuyển khối;

a_e – diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng, m^2/m^3;

A_T – diện tích tiết diện ngang của tháp, m^2.

Kết hợp phương trình (7.120) và (7.121) sẽ được phương trình sau:

$$\int_{y_d}^{y_c} \frac{dy}{y^* - y} = \frac{k_{OG}.a_e.A_T}{V}\int_0^H dH \quad (7.122)$$

và sau khi lấy tích phân cả hai vế của phương trình trên sẽ rút ra được:

$$H = n_{oy}.h_{oy} = NTU\ .\ HTU \quad (7.123)$$

Ở đây:

$$n_{oy} = \int_{y_d}^{y_c} \frac{dy}{y^* - y}$$ – số đơn vị chuyển khối (NTU), (đại lượng không có thứ nguyên); (7.124)

$$h_{oy} = \frac{V}{k_{OG}.a_e.A_T}$$ – chiều cao của một đơn vị chuyển khối (HTU), có thứ nguyên là độ dài (m); (7.125)

H – chiều cao của lớp đệm ở trong tháp, m.

Số đơn vị chuyển khối n_{oy} (NTU) được định nghĩa theo phương trình (7.124) và là thước đo mức độ khó của quá trình tách. Số đơn vị chuyển khối của một đoạn đệm ở trong tháp bằng tỷ số giữa biến thiên nồng độ thực tế của cấu tử phân bố trong đoạn đệm này và động lực trung bình của quá trình chuyển khối xảy ra ở trong đoạn đệm này.

Chiều cao của một đơn vị chuyển khối h_{oy} (HTU)

Chiều cao của một đơn vị chuyển khối h_{oy} (HTU) có thể định nghĩa theo phương trình (7.123). Đó chính là chiều cao của lớp đệm trong đó thay đổi nồng độ của cấu tử phân bố tương đương với một đơn vị chuyển khối. Dựa vào định nghĩa này có thể đo trực tiếp hiệu suất của tháp đệm.

Sự tương tự với tháp loại đĩa

Về mặt khái niệm, số đơn vị chuyển khối NTU tương tự với số đĩa lý thuyết (bậc cân bằng) N_t ở trong tháp loại đĩa. Số đơn vị chuyển khối chỉ phụ thuộc vào đường cân bằng pha và đường cân bằng vật chất của cấu tử (đường làm việc) (hình 7.79b) và không phụ thuộc vào phương thức tiếp xúc trực tiếp giữa các pha. Sự khác nhau giữa số đơn vị chuyển khối NTU và số đĩa lý thuyết N_t chính là ở chỗ: trong khi số đơn vị chuyển khối NTU là thước đo mức độ khó tách của hỗn hợp áp dụng tốt nhất cho thiết bị tiếp xúc pha kiểu liên tục thì số đĩa lý thuyết N_t lại là thước đo cho mức độ khó tách của hỗn hợp sẽ hữu ích hơn khi áp dụng cho thiết bị tiếp xúc pha kiểu từng bậc. Tương tự như chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP trong tháp loại đĩa, chiều cao của đơn vị chuyển khối HTU sẽ tương ứng với đại lượng nghịch đảo của hiệu suất đĩa.

Biểu diễn hiệu suất của đệm theo chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết

Khái niệm chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP (Height equivalent to a theoretical plate) đã được đưa ra để có thể so sánh được hiệu suất của tháp đệm và của tháp loại đĩa. Chiều cao HETP có thể được định nghĩa như sau:

$$HETP = H_p / N_t \qquad (7.126)$$

Ở đây: H_p – chiều cao của lớp đệm;

N_t – số đĩa lý thuyết của lớp đệm.

7.6.9.2. Chọn phương pháp biểu diễn hiệu suất của đệm

Để tính chiều cao của lớp đệm trong tháp có thể sử dụng hoặc chiều cao của đơn vị chuyển khối HTU hoặc chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP. Cả hai phương pháp trên cho kết quả về cơ bản là như nhau. Tuy nhiên, quan điểm sử dụng chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết thường được ưu tiên hơn vì có những lợi thế sau:

1. Khái niệm HETP phù hợp cho cả các hệ nhiều cấu tử. Trong khi đó, khái niệm HTU lại khó áp dụng cho các hệ này.

2. Khái niệm HETP cho phép sử dụng các chương trình tính toán các thiết bị tiếp xúc pha từng bậc hiện đang ngày càng được áp dụng rộng rãi.

3. Khái niệm chiều cao của đơn vị chuyển khối HTU phức tạp hơn và khó sử dụng hơn, nhưng lại không cải thiện được độ chính xác so với phương pháp chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP.

4. Sử dụng khái niệm HETP sẽ tạo điều kiện dễ dàng hơn khi tiến hành so sánh tháp loại đệm với tháp loại đĩa.

Ưu điểm chính của phương pháp chiều cao của đơn vị chuyển khối HTU chính là ở chỗ: phương pháp này tạo điều kiện thuận lợi hơn trong phân tích các quá trình chuyển khối theo các hệ số cấp và chuyển khối. Đây chính là lý do để phương pháp này thường được sử dụng trong phân tích các cơ sở của các mô hình chuyển khối nhằm mục đích phát triển các mô hình này. Khi đã có được các giá trị của chiều cao của đơn vị chuyển khối HTU có thể dễ dàng tính được các giá trị của chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP theo các phương trình tương ứng. Ở Châu Âu, thay vì sử dụng đại lượng chiều cao tương đương đĩa lý thuyết HETP, đại lượng số đĩa (số bậc) lý thuyết trên một mét chiều cao của lớp đệm (NTSM) lại thường được sử dụng.

7.6.9.3. Các yếu tố ảnh hưởng đến chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP

Nhìn tổng quát, hiệu suất của đệm sẽ tăng lên (chiều cao HETP sẽ giảm xuống) khi xuất hiện các điều kiện sau:

– Diện tích bề mặt riêng của đệm tăng lên. Hiệu suất của đệm sẽ tăng lên khi kích thước của đệm giảm xuống (đệm đổ lộn xộn, hình 7.80), hoặc độ lớn của các kênh giảm xuống (đệm cấu trúc, hình 7.81).

– Diện tích bề mặt hình học của viên đệm phân bố tốt hơn trong phạm vi của viên đệm đổ lộn xộn.

– Đệm cấu trúc kiểu Y (góc nghiêng 45^0) có hiệu suất cao hơn so với đệm cấu trúc kiểu X (góc nghiêng 60^0 so với phương nằm ngang) khi diện tích bề mặt riêng như nhau (hình 7.81).

– Tại giá trị làm việc L/V không đổi, ở chế độ tải trọng cho trước, nhìn chung tải trọng lỏng và tải trọng khí ít ảnh hưởng đến chiều cao HETP của đệm đổ lộn xộn và của đại đa số đệm cấu trúc chế tạo từ các tấm mỏng gấp nếp (hình 7.80 và 7.81). Đối với một số loại đệm cấu trúc chế tạo từ vải dệt bằng các sợi nhỏ, chiều cao HETP sẽ tăng khi tải trọng lỏng và tải trọng hơi tăng lên.

– Khi dòng lỏng và dòng hơi được phân bố đồng đều theo tiết diện ngang của lớp đệm thì hiệu suất của đệm sẽ tăng lên. Sự phân bố không đều của dòng lỏng và dòng hơi là nguyên nhân chính ảnh hưởng xấu đến hiệu suất của đệm.

– Các yếu tố khac bao gồm: tỷ số L/V (đại lượng lamda λ), áp suất va các tính chất vật lý của hệ. Các yếu tố này sẽ có ảnh hưởng đến hiệu suất của đệm cho một số hệ và ở những điều kiện nhất định.

7.6.9.4. Các phương pháp dự đoán chiều cao HETP

Mô hình chuyển khối

Việc phát triển một mô hình chuyển khối có độ tin cậy dùng để dự đoán chiều cao HETP của đệm gặp nhiều khó khăn do thiếu những hiểu biết về dòng hai pha ở trong lớp đệm, cũng như do gặp những khó khăn trong định lượng độ lớn của bề mặt tiếp xúc pha tạo ra trong lớp đệm. Bennett và Ludwig [Chem. Eng. Prog., p.72, April 1994] đã chỉ ra rằng các số liệu thực nghiệm dư thừa của hệ không khí – nước lại không thể sử dụng một cách chắc chắn để đánh giá trở khối của các hệ thực do có những thay đổi trong tạo xoáy của dòng, có sự khác nhau về các tính chất vận chuyển cũng như có sự khác nhau về diện tích bề mặt tiếp xúc giữa các pha. Một lý do khác quan trọng hơn, gây nhiều cản trở cho việc hoàn thiện mô hình chuyển khối, đó là sự thành công và độ tin cậy cao của các quy tắc chọn dùng để dự đoán hiệu suất của đệm.

Đối với *đệm đổ lộn xộn*, phương trình của Bravo và Fair [Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.21, 162 (1982)] là một trong những phương trình lý thuyết được dùng phổ biến nhất hiện nay để dự đoán hiệu suất của đệm. Phương trình này đã được công nhận là tốt hơn các phương trình lý thuyết khác [McDougall, Chem. SA, p.255, October 1985], nhưng phương trình này vẫn cho những kết quả sai khá nhiều so với các số liệu thực nghiệm [Shariat and Kunesh, Ind. Eng. Chem. Res. 34(4), 1273 (1995)].

Đối với *đệm cấu trúc*, phương trình của Bravo, Fair và Rocha [Chem. Eng. Progr. 86 (1), 19 (1990); Ind. Eng. Chem. Res. 35, 1660 (1996)] là một trong những phương trình lý thuyết được dùng phổ biến nhất hiện nay. Phương trình này được xây dựng dựa vào lý thuyết hai lớp màng. Theo phương trình này, bề mặt tiếp xúc pha được tính từ kích thước hình học của đệm và một thông số thực nghiệm về độ thấm ướt của đệm .

Một số phương trình lý thuyết khác cũng khá phổ biến dùng để dự đoán hiệu suất của đệm đổ lộn xộn, đệm cấu trúc hoặc của cả hai loại đệm trên được dẫn trong tài liệu [Billet and Schultes, "Beitrage zur Verfahrens – und Umwelttechnik", p.88, Ruhr Universitat, Bochum, Germany, 1991].

Quy tắc chọn

Do trong hầu hết các trường hợp chiều cao HETP của đệm chỉ nhạy cảm với một số ít các biến, và do ngay cả mô hình chuyển khối tốt nhất cũng có độ tin cậy không cao trong dự đoán hiệu suất của đệm nên theo ý kiến của nhiều nhà nghiên cứu, ở thời điểm hiện tại, quy tắc chọn dùng để dự đoán chiều cao của HETP cho các kết quả chính xác hơn và tin cậy hơn so với việc sử dụng các mô hình chuyển khối [Porter and Jenkins, IChemE Symp. Ser. 56. Summary paper, London, 1979].

Đối với *đệm đổ lộn xộn*, phần lớn các quy tắc chọn đã công bố cho kết quả dự đoán hiệu suất của đệm phù hợp với nhau. Các quy tắc này được đề xuất trên cơ sở *đệm đổ lộn xộn thế hệ thứ hai và thế hệ thứ ba*, đồng thời cũng có thể áp dụng cho đệm đổ lộn xộn của thế hệ thứ nhất đã lỗi thời. Porter và Jenkins [tài liệu đã dẫn], Frank [Chem. Eng., p.40, March 14, 1977], Harrison và France [Chem. Eng., p.121, April 1989], Chen [Chem. Eng., p.40, March 5, 1984] và Walas [Chem. Eng., p.75, March 16, 1987] đã đưa ra các quy tắc chọn chung (thực tế là như nhau) và đã được thử nghiệm thành công dựa trên các kho số liệu thực nghiệm rất đa dạng. Các kết quả dự đoán bằng nguyên tắc chọn thường cho kết quả về hiệu suất thấp hơn chút ít so với số liệu thực nghiệm, vì vậy phù hợp cho quá trình thiết kế.

Đối với các tháp có đường kính nhỏ, các quy tắc chọn dùng để dự đoán hiệu suất đệm đã được Frank [tài liệu đã dẫn], Ludwig [Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, vol.2, 2d ed, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1979] và Vital cùng các cộng sự [Hydrocarbon Processing, 63(12), 75 (1984)] đề xuất và các quy tắc này tương tự nhau.

Để cho mục đích thiết kế, theo ý kiến của một số nhà nghiên cứu [Kister H.Z., Distillation Design, McGraw – Hill, New York, 1992], quy tắc chọn của Porter và Jenkins hoặc của Frank – Ludwig – Vital cho các kết quả thận trọng hơn, vì vậy nên được sử dụng. Các quy tắc chọn trên được tổng kết lại như sau:

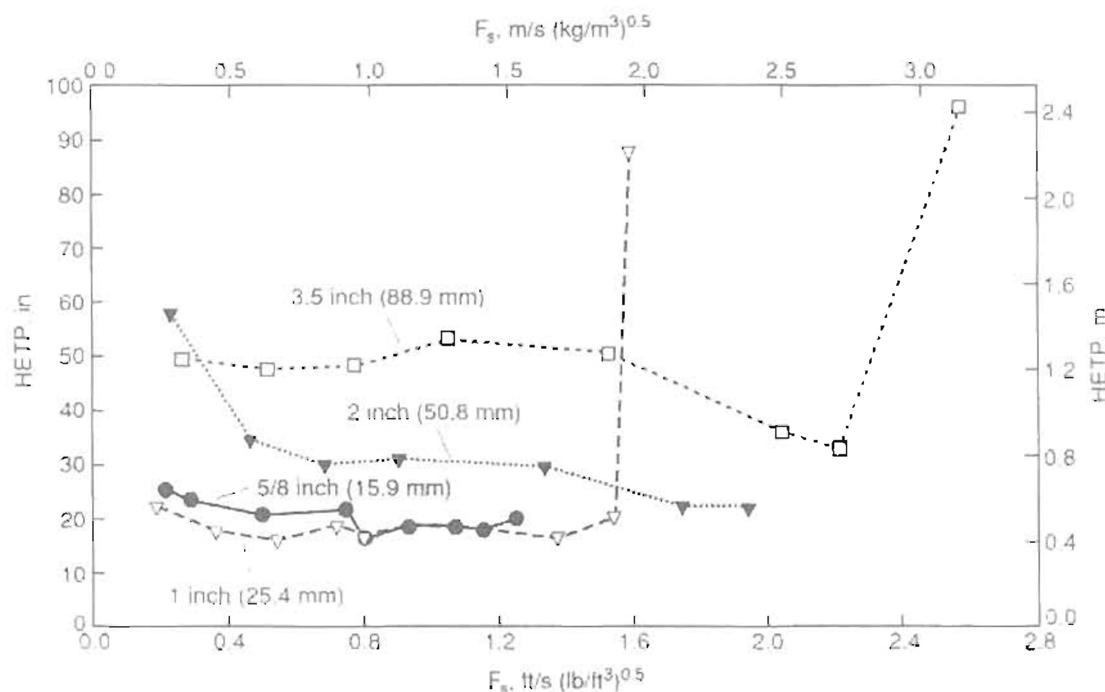
$$HETP = 18\ d_p,\ (m) \tag{7.127a}$$

$$HETP > D_T \quad \text{với } D_T < 0,67\ (m) \tag{7.127b}$$

Ở đây d_p – đường kính của đệm, m;

D_T – đường kính của tháp, m.

Cho các tháp làm việc ở áp suất chân không (P < 100 mbar) và khi $\lambda = mG_M/L_M$ nằm ngoài khoảng 0,5 ÷ 2,0 thì giá trị chiều cao HETP dự đoán theo nguyên tắc trên có thể nhỏ hơn so với thực tế.



Hình 7.80. Chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP của bốn loại kích thước của đệm loại vòng Pall kim loại. Tháp làm việc ở chế độ chân không (P = 35 kPa), ở chế độ hồi lưu hoàn toàn. Đường kính tháp D_T = 1,2 m. Chiều cao lớp đệm H_p=3,7 m. Bộ phận phân phối lỏng: loại máng đục lỗ phun tia, 1000 tia/m².

Nguyên tắc chọn ở trên được đề xuất dựa vào kinh nghiệm thực tế làm việc của đệm kiểu vòng Pall.

Đường kính d_p của đệm có thể khó xác định cho một số loại đệm hiện đại, đặc biệt cho đệm loại yên ngựa hoặc loại đệm có dạng dẹt. Cho các loại đệm này, Kister và Larson [Schweitzer, Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers, 3d ed., McGraw – Hill, New York, 1997] đã mở rộng phương trình (7.127a) bằng cách biểu diễn đường kính đệm qua một đặc trưng cơ bản hơn của đệm là diện tích bề mặt riêng của đệm a_p, (m²/m³). Cho đệm loại vòng Pall:

$$a_p = 5,2/d_p, (m^2/m^3) \quad (7.128)$$

Khi đó phương trình (7.127a) có dạng:

$$HETP = 93/a_p, (m) \quad (7.129)$$

Đối với *đệm cấu trúc*. Harrison và France [tài liệu đã dẫn] đã công bố nguyên tắc chọn duy nhất để dự đoán chiều cao HETP của đệm cấu trúc như là hàm số của nếp gấp của đệm. Trong khi đó, Kister và Larson lại biểu diễn chiều cao HETP như là hàm số của bề mặt riêng của đệm nhằm đáp ứng được phạm vi thay đổi rộng của kích thước hình học của đệm. Phương trình Kister – Larson có dạng:

$$HETP = 100.C_{XY}/a_p + 0,10 \quad (7.130)$$

Ở đây: a_p – bề mặt riêng của đệm (xem bảng 7.37 và bảng 7.38), m^2/m^3

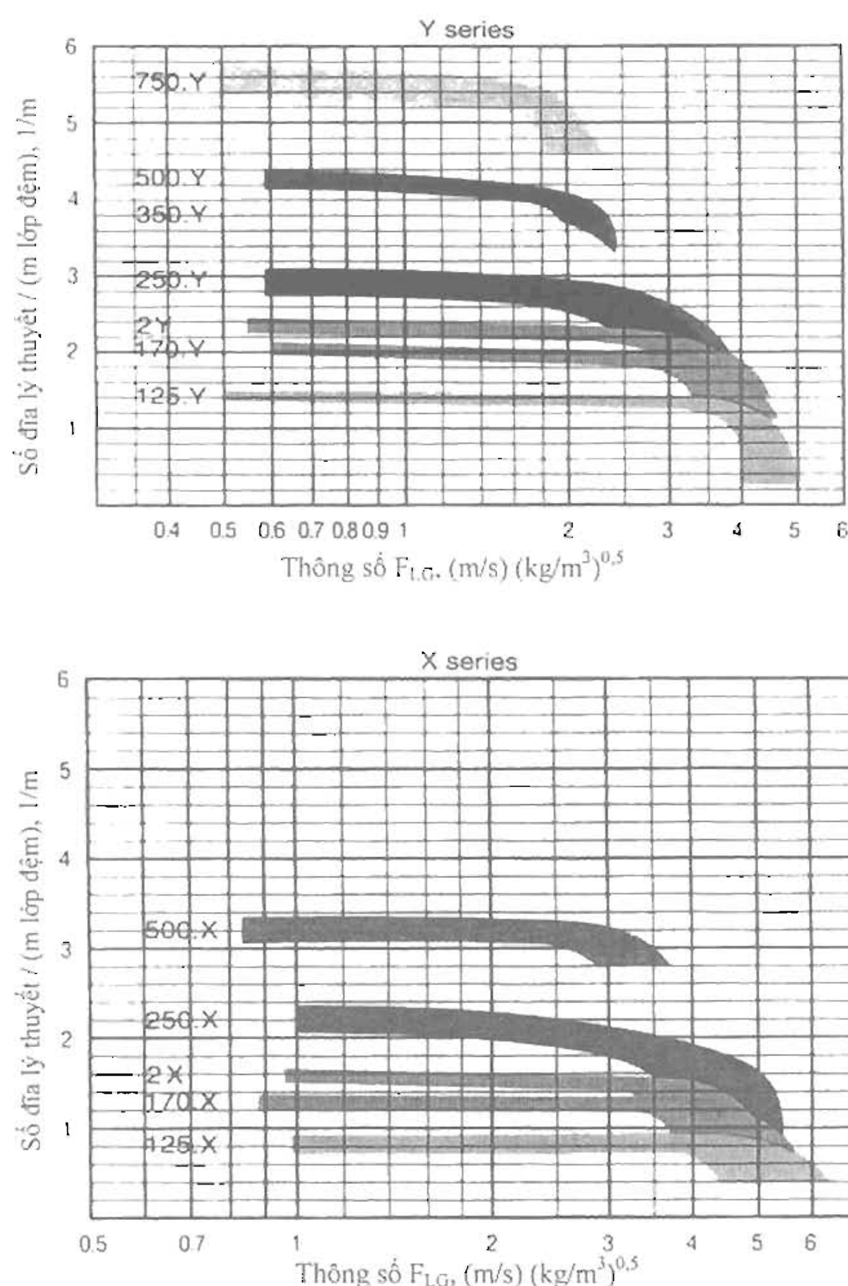
Các nguyên tắc chọn trên đây áp dụng được cho các hệ hữu cơ và hyđrôcacbon (các hệ này có sức căng bề mặt nhỏ $\sigma < 25$ mN/m). Đối với các hệ có sức căng bề mặt lớn hơn, lỏng sẽ không thấm ướt tốt bề mặt đệm (không thấm đều bề mặt đệm), chiều cao HETP vì vậy sẽ tăng lên. Đối với các hệ chứa nhiều nước ($\sigma \approx 70$ mN/m), chiều cao HETP dự đoán theo các phương trình (7.127), (7.129) và (7.130) cần phải tăng lên gấp đôi. Đối với các hệ có sức căng bề mặt trung bình (một số amin và glycol ở điều kiện của tháp có $\sigma \approx 40 - 50$ mN/m), các giá trị của HETP nhận được từ phương trình (7.127), (7.129) và (7.130) cần phải nhân với hệ số 1,5.

Đối với *đệm đổ lộn xộn*, các phương trình (7.127) và (7.129) được áp dụng cho đường kính của đệm $d_p \geq 25$ mm. Cho các loại đệm có kích thước nhỏ hơn, nếu sử dụng a_p của đệm đường kính $d_p = 25$ mm sẽ nhận được giá trị của HETP hơi cao hơn so với thực tế.

Đối với đệm cấu trúc, đại lượng C_{XY} trong phương trình (7.130) phản ánh ảnh hưởng của góc nghiêng (hình 7.81) và $C_{XY} = 1$ cho đệm kiểu Y, kiểu S hoặc cho các loại đệm năng suất cao, và $C_{XY} = 1,45$ cho các loại đệm kiểu X có kích thước lớn hơn ($a_p < 300$ m^2/m^3). Cho các đệm kiểu X có diện tích bề mặt riêng lớn, chưa có đủ số liệu để xác định đại lượng C_{XY} nhưng trên hình 7.81 đã đề nghị lấy giá trị $C_{XY} < 1,45$.

So sánh với các số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đệm cấu trúc, có thể nhận thấy các số liệu HETP nhận được bằng quy tắc chọn thường thấp hơn một ít so với các số liệu thực nghiệm. Do các số liệu thực nghiệm về hiệu suất đệm thường được xác định tại điều kiện phân bố hoàn hảo của các dòng nên các giá trị hiệu suất của đệm có xu hướng thận trọng này là cần thiết để có thể mở rộng áp dụng cho các điều kiện chưa thật hoàn hảo của các bộ phân phối dòng được sử dụng trong thực tế. Khi các bộ phân phối dòng làm việc không tốt thì các quy tắc chọn lại thường cho các kết quả dự đoán về chiều cao HETP nhỏ hơn nhiều so với các giá trị HETP đo được trong thực tế.

Lockett [Chem. Eng. Progr., p.60, January 1998] đã đơn giản hóa phương trình cơ bản của Bravo – Fair – Rocha [Ind. Eng. Chem. Res.35, p.1660 (1996)] để đưa ra quy tắc chọn hiệu suất cho đệm cấu trúc. Quy tắc này cho phép dự đoán chiều cao HETP ở điều kiện phân bố hoàn hảo các dòng. Lockett cũng đưa ra cảnh báo cần phải thận trọng khi áp dụng quy tắc này cho các hệ chứa nước, vì quy tắc này chưa dự đoán ảnh hưởng của hiện tượng thấm ướt không đều bề mặt của đệm đến hiệu suất đệm.



Hình 7.81. Ảnh hưởng của bề mặt riêng a_p, tải trọng của tháp và góc nghiêng đến hiệu suất của đệm cấu trúc. Hệ chlobenzene – Ethylbenzene, áp suất P = 100 mbar, chế độ hồi lưu toàn phần; Đường kính tháp D_T = 250 mm. Hiệu suất của đệm được đánh giá bằng số đĩa lý thuyết trên 1 m chiều cao lớp đệm (thay cho chiều cao HETP)

Quy tắc chọn theo định hướng sử dụng đệm

Strigle [Packed Tower Design and Applications, 2d ed., Gulf Publishing, Houston, Tex., 1994] đã đề xuất một loạt quy tắc chọn dùng để dự đoán hiệu suất của đệm như là một hàm số của mục đích sử dụng đệm, áp suất làm việc của tháp và các tính chất vật lý của hệ. Các quy tắc này được đưa ra dựa vào kinh nghiệm phong phú của Strigle và của hãng Norton Company (nay đã sáp nhập với hãng Koch – Glitsch LP.) (Bảng 7.40).

Dự đoán hiệu suất của đệm bằng phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm

Nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP để đưa ra dự đoán về hiệu suất của đệm là phương pháp tin cậy nhất dùng để nhận các số liệu về chiều cao HETP cho mục đích thiết kế. Phương pháp dự đoán chiều cao HETP này hoàn toàn không gây bất kỳ sự ngạc nhiên nào vì ở thời điểm hiện tại những hiểu biết của chúng ta về mặt lý thuyết nghèo nàn tới mức mà quy tắc chọn lại cho kết quả tốt hơn các mô hình lý thuyết. Nhiều nhà nghiên cứu tin rằng đây là phương pháp tốt nhất để có thể có được các giá trị tin cậy về chiều cao HETP từ các số liệu thực nghiệm về hiệu suất đệm và sau đó có thể dùng các giá trị tìm được này để kiểm tra lại các quy tắc chọn.

Eckert [Chem. Eng. Progr., 59 (5), 76 (1963)], Chen [Chem. Eng., p.40, March 5, 1984], và Vital cùng các cộng sự [Hydroc. Proc. 63(12), 75(1984)] đã lập bảng các giá trị thực nghiệm về chiều cao HETP cho các loại đệm đổ lộn xộn khác nhau. Kister [Distillation Design, Mc Graw – Hill, 1992] đã mở rộng các bảng số liệu này bằng cách đưa thêm các số liệu đã công bố và trình bày chi tiết phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP. Điều kiện tiên quyết để có thể tiến hành nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP là phải biết rất kỹ lưỡng và đầy đủ các yếu tố ảnh hưởng đến chiều cao HETP. Nếu như một yếu tố ảnh hưởng nào đó bị bỏ qua thì có thể sẽ dẫn đến kết quả nội suy có chất lượng kém và sẽ dẫn đến sai số rất lớn trong thiết kế. Đặc biệt khi tiến hành nội suy, bắt buộc phải xác nhận được là chất lượng phân bố các dòng trong tháp bán công nghiệp phải cao hơn so với chất lượng phân bố các dòng trong các tháp công nghiệp.

Bảng 7.40. Quy tắc chọn chiều cao HETP của Strigle

1. Phương trình Strigle cho chưng cất ở vùng áp suất khí quyển (300 mmHg ÷ 5,5 atm):

$$\ln(\text{HETP}) = n_H - 0{,}187\ln(\sigma) + 0{,}213\ln(\mu_L) \qquad (7.131)$$

Ở đây: HETP – chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết, ft;

Giá trị của n_H cho các loại đệm khác nhau xem trong bảng sau:

Loại đệm		*Kích thước đệm, inch*		
		1	1½	2
	Số hiệu	# 25	# 40	# 50
Vòng Pall (kim loại)		1,1308	1,3582	1,6584
Đệm IMTP* (kim loại)		1,1308	1,3185	1,5686
Đệm Intalox* (gốm sứ)		1,1308	1,3902	1,7233

Phạm vi ứng dụng của phương trình Strigle:

- 4 dyn/cm $< \sigma < 36$ dyn/cm
- $0{,}08$ cP $< \mu_L < 0{,}83$ cP
- Bộ phận phân phối lỏng hiệu suất cao
- $0{,}6 < \lambda = mG/L < 1{,}8$

Ngoài phạm vi này, chiều cao HETP nhiều khả năng sẽ cao hơn so với dự đoán theo phương trình Strigle.

Khi thiết kế thường sử dụng hệ số an toàn bằng:

- 20% cho các hệ dễ tách (< 15 đĩa lý thuyết);

• 15% cho các hệ khi tách cần 15 ÷ 20 đĩa lý thuyết;

• Đối với các hệ khó tách sử dụng các giá trị HETP tính chính xác theo phương trình Strigle.

2. Chưng cất ở vùng áp suất khí quyển (300 mmHg – 5,5 atm):

Kích thước đệm IMTP	*HETP, ft*
# 25	1,2 ÷ 1,6
# 40	1,5 ÷ 2,0
# 50	1,8 – 2,5

Phạm vi ứng dụng:

• $\sigma > 13$ dyn/cm

• $\mu_L < 0,70$ cP

• Áp dụng cho các parafin, naphthene, các hợp chất thơm, các rượu và các xêton có khối lượng phân tử MW < 100.

• Không áp dụng cho các hệ có phản ứng hóa học, các hệ có liên kết hóa học hoặc các hệ có mức độ ion hóa cao trong pha lỏng.

• $0,6 < \lambda = mG/L < 1,8$. Ngoài phạm vi này, chiều cao HETP nhiều khả năng sẽ cao hơn so với các giá trị dự đoán ở trên.

3. Chưng cất chân không (< 300 mmHg)

Quy tắc thứ hai ở trên cho các giá trị điển hình về HETP cho đệm IMTP* trong chưng cất chân không. Tuy nhiên, do pha lỏng trong chưng cất chân không tạo trở khối lớn hơn đối với quá trình chuyển khối, nên chiều cao HETP sẽ tăng lên khi độ nhớt của pha lỏng tăng lên. Phần hiệu chỉnh chiều cao HETP theo độ nhớt của lỏng xem bảng sau:

Độ nhớt của lỏng, cP	**Chiều cao tương đối của HETP, %**
0,22	100
0,35	110
0,75	130
1,5	150
3,0	175

Chú ý: Nếu dòng lỏng hồi lưu về tháp bị làm quá lạnh nhiều thì cần thêm một đĩa lý thuyết vào số đĩa của đoạn luyện nhằm mục đích đun nóng dòng lỏng hồi lưu.

4. Chưng cất ở áp suất cao (> 5,5 atm)

a. Để tách các hydrôcacbon nhẹ ra khỏi các hydrôcacbon nặng, các giá trị của chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP dùng cho thiết kế có thể tính theo phương trình:

$$HETP = 4,5 - 0,6 \ln MW_L + C_6 \qquad (7.132)$$

Ở đây: MW_L – khối lượng phân tử của lỏng

HETP – chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết, ft

C_6 – hệ số cho các loại đệm khác nhau, xem trong bảng sau:

Kích thước đệm IMTP	C_6
# 25	– 0,41
# 40	0.0
# 50	+ 0,53

Phạm vi ứng dụng:

• 22 < MW_L < 72. Cho dãy hydrôcacbon aliphatic (béo) với 84 < MW_L < 114, chiều cao HETP sẽ thấp hơn đến 10% so với các giá trị HETP tính theo phương trình trên tại MW_L = 72.

• Tại nồng độ cao của mêtan hoặc của hydrô, các giá trị HETP sẽ cao hơn đến 30% so với các giá trị tính theo phương trình trên.

b. Các giá trị HETP dùng cho thiết kế thiết bị tách phân đoạn các hydrôcacbon C_3 và C_4 tại áp suất 22 atm (320 psi) và 6 atm (90 psi) sẽ tương ứng bằng:

Kích thước đệm IMTP	*HETP, ft*
# 25	1,33 ÷ 1,50
# 40	1,58 ÷ 1,75
# 50	1,92 ÷ 2,17

Phạm vi ứng dụng:

• Các số liệu trên áp dụng được cho các tháp tách các cấu tử nhẹ tương tự (các tháp tách C_3, các tháp tách C_4). Cho tháp tách C_2 chiều cao HETP sẽ tăng lên khoảng 20% so với tháp tách C_3.

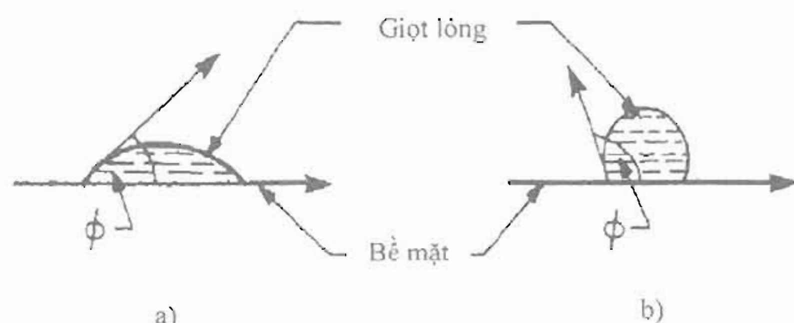
• Hiệu suất của đoạn chưng của tháp có thể thấp hơn (chiều cao HETP có thể tăng đến 10%) so với đoạn luyện khi sử dụng cùng một loại đệm cho cả 2 đoạn.

Hiện tượng thấm ướt kém bề mặt đệm

Kết quả thí nghiệm về chưng cất các hệ có các cấu tử lỏng có sức căng bề mặt khác xa nhau ví dụ, hệ methanol – nước trong các tháp thí nghiệm và các tháp bán công nghiệp, đã cho thấy sự giảm đáng kể về hiệu suất đệm tại các đầu của tháp khi dung dịch có sức căng bề mặt cao [Ponter et al., Trans. Instn. Chem. Engineers (London), 45, T345 (1967)]. Trong tháp sẽ xuất hiện nồng độ tới hạn của methanol và ở vùng nồng độ thấp hơn nồng độ này hiệu suất của đệm sẽ bị giảm nhanh. Sự sụt giảm hiệu suất của đệm ở vùng nông độ thấp của methanol sẽ không phụ thuộc vào loại đệm và kích thước của đệm. Quan sát trực tiếp tháp loại đĩa có thể gắn sự sụt giảm hiệu suất này của đệm với hiện tượng thấm ướt kém bề mặt của đệm.

Hiện tượng thấm ướt kém bề mặt của đệm sẽ làm đứt đoạn màng lỏng trên bề mặt của đệm. Xu thế làm đứt đoạn màng lỏng trên bề mặt đệm (giảm mức độ thấm ướt đệm) được thể hiện qua góc tiếp xúc của lỏng với bề mặt (hình 7.82). Khi góc tiếp xúc bằng 0^0 thì lỏng thấm ướt hoàn hảo bề mặt đệm và khi góc tiếp xúc bằng 180^o lỏng hoàn toàn không thấm ướt đệm.

Mersmann và Deixler [Chem. Ing. Tech. 58(1), 19 (1986)] đã đưa ra giản đồ để đánh giá sơ bộ góc tiếp xúc. Như vậy, góc tiếp xúc phụ thuộc vào cả bản chất của bề mặt và vào bản chất của chất lỏng, cũng như phụ thuộc nhiều vào nồng độ của hỗn hợp lỏng. Trong các hệ có gradient sức căng bề mặt lớn thì cả góc tiếp xúc và lưu lượng thấm ướt nhỏ nhất có thể sẽ thay đổi rất nhanh khi nồng độ của lỏng hoặc sức căng bề mặt thay đổi. Các nghiên cứu chi tiết của Ponter và các cộng sự [tài liệu đã dẫn; Ponter and Au-Yeung, Chem. Ing. Tech. 56 (9), 701 (1984)] cho thấy:



Hình 7.82. Góc tiếp xúc
a. Góc nhọn: tiếp xúc tốt
b. Góc tù: tiếp xúc kém

– Thấm ướt kém bề mặt đệm ở mức độ đáng kể thường xuất hiện trong các hệ nước – các chất hữu cơ và có xu thế xuất hiện ở vùng sức căng bề mặt cao (vùng nước) của tháp. Độ nhớt của lỏng cũng có thể có ảnh hưởng đến hiện tượng thấm ướt kém bề mặt đệm.

– Thấm ướt kém bề mặt đệm có thể được giảm bớt bằng cách thay vật liệu chế tạo đệm cũng như độ nhám của bề mặt.

– Ở các hệ dễ bị ảnh hưởng của hiện tượng thấm ướt kém bề mặt, trong một vài trường hợp, hiệu suất của tháp có thể được cải thiện bằng cách thêm một lượng nhỏ chất hoạt động bề mặt.

Ảnh hưởng của đại lượng λ (lamđa)

Trong đại đa số các trường hợp, hiệu suất của tháp đệm được thử nghiệm tại chế độ hồi lưu hoàn toàn. Một số thí nghiệm cho cả đệm đổ lộn xộn và đệm cấu trúc đã được tiến hành ở chế độ hồi lưu hữu hạn [Billet, "Packed Tower Analysis and Design", Ruhr University, Bochum, Germany, 1989; Meier, Hunkeler and Stocker, IChemE. Symp. Ser. 56, 3.3/1 (1979); Eckert and Walter, Hydroc. Proc. 43 (2), 107 (1964)] và các kết quả nhận được về hiệu suất của đệm cũng tương tự như ở chế độ hồi lưu hoàn toàn trong khoảng giá trị lamđa ($\lambda = m/(L_M/G_M)$ – tỷ số góc nghiêng của đường cân bằng pha trên góc nghiêng của đường làm việc) nằm trong khoảng 0,5 ÷ 2,0 (đây là khoảng điển hình cho quá trình chưng cất).

Koshy và Rukovena [Hydroc. Proc., 65 (5), 64 (1986)] đã tiến hành thí nghiệm với hệ methanol – nước và nước – DMF trên đệm đổ lộn xộn loại vòng Intalox kim loại (IMTP) kích thước 25 mm trong tháp quy mô bán sản xuất và đã quan sát thấy sự sụt giảm đáng kể về hiệu suất đệm khi đại lượng λ lớn hơn 2,0 và nhỏ hơn 0,5. Sự sụt giảm hiệu suất đệm sẽ càng tăng lên khi đại lượng λ càng khác xa các giá trị trong khoảng 0,5 ÷ 2,0. Koshy và Rukovena công nhận có sự ảnh hưởng của gradient sức căng bề mặt tới kết quả xác định hiệu suất của đệm, nhưng khẳng định ảnh hưởng của đại lượng λ đến hiệu suất của đệm là nguyên nhân chính quan sát được trong các thí nghiệm đã được tiến hành.

Đối với đại đa số các hệ có hệ số bay hơi tương đối cao, hiệu suất đệm đều bị ảnh hưởng bởi đại lượng λ. Trong khi đó, đối với các hệ có hệ số bay hơi tương đối bé, Strigle [tài liệu đã dẫn] đã đề xuất phương trình phản ánh ảnh hưởng của đại lượng λ (trong khoảng 0,5 ÷ 2,0) đến chiều cao HETP sau đây:

$$HETP_{thực} / HETP_{chuẩn} = 1 + 0{,}278[ABS(\ln\lambda)^3] \qquad (7.133)$$

Ở đây: ký hiệu ABS – giá trị tuyệt đối.

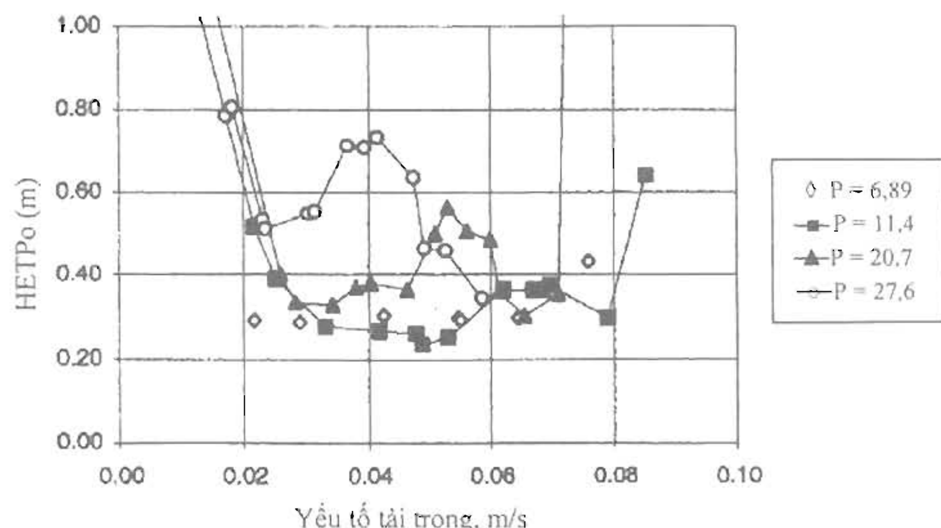
Cho các giá trị λ trong khoảng 0,5 ÷ 2,0 thì tỷ số trên nhỏ hơn 1,1 và điều này chứng tỏ khi hệ số bay hơi tương đối nhỏ, ảnh hưởng của λ đến hiệu suất của đệm (đến chiều cao HETP) là không đáng kể.

Ảnh hưởng của áp suất đến hiệu suất của đệm

Thông thường, áp suất ít ảnh hưởng đến chiều cao HETP của cả đệm loại đổ lộn xộn cũng như đệm có cấu trúc khi áp suất tuyệt đối P > 100 mbar. Ở độ chân không cao (áp suất tuyệt đối P < 100 mbar) đã có các số liệu thực nghiệm nhằm chứng tỏ rằng hiệu suất của đệm đổ lộn xộn giảm khi áp suất làm việc giảm [Zelvenski, Titov and Shalygin, Khim. Technol. Topl. Masel. 12 (10) (1966)], nhưng đại đa số các kết quả này có thể được giải thích bằng hiện tượng giảm độ thấm ướt của đệm, hoặc bằng hiện tượng phân bố không đều của các dòng.

Ở áp suất cao (P > 15 ÷ 20 bar), hiệu suất của đệm cấu trúc sẽ giảm khi áp suất tăng [Fitz, Shariat and Spiegel, Paper presented at the AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex., March 1995], Zuiderweg và Nutter [IChemE Symp. 128, A481 (1992)] đã thông báo về hiện tượng tương tự như trên cho đệm đổ lộn xộn nhưng ở mức độ nhỏ hơn nhiều. Các tác giả này đã giải thích sự suy giảm hiệu suất đệm ở áp suất cao là do hiện tượng khuấy trộn ngược trong pha hơi. Nooijen và các cộng sự [IChemE Symp. Ser. 142, 885 (1997)] đã nhất trí với quan điểm trên và đưa ra thêm các kết quả nghiên cứu trong đó hiệu suất của đệm ở áp suất cao sẽ tăng lên nếu như chiều cao của lớp đệm được giảm xuống.

Đối với đệm cấu trúc, các kết quả thực nghiệm về chiều cao HETP của viện FRI ở áp suất cao (P = 10 ÷ 30 bar; thông số dòng > 0,25) nhận được cho tháp chưng cất lại có vùng cực đại trên đồ thị HETP – tải trọng (điển hình xảy ra tại vùng 65 ÷ 90% tốc độ ứng với điểm sặc)[Fitz, Shariat and Kunnesh, IChemE. Symp. Ser. 142, 829 (1997); Cai et al., Trans. IChemE 81, Part A, p.85 (2003)]. Các vùng nhô lên trên hình 7.83 đã không quan sát được khi tiến hành chưng cất ở áp suất thấp (thông số dòng < 0,2) và độ nhô lên của vùng này sẽ tăng lên khi áp suất tăng lên. Vùng nhô cao trên đồ thị HETP – tải trọng không xuất hiện trong mọi trường hợp, và trong một số các thí nghiệm trên đệm có kích thước lớn với vị trí đặt bộ phận phân phối dòng lỏng khác nhau, vùng nhô cao đã không xuất hiện. Zuiderweg và các cộng sự [IChemE Symp. Ser.142, 865 (1997); Trans. IchemE 81, Part A, p.85 (January 2003)] và Nooijen và các cộng sự [IChemE Symp. Ser. 142, 885 (1997)] đã giải thích vùng nhô cao trên xuất hiện là do hiện tượng khuấy trộn ngược của cả hai pha. Trong chưng cất ở áp suất cao, khi tải trọng dòng lỏng lớn, trong một số các kênh của đệm hiện tượng sặc xảy ra sớm hơn và không đồng đều kéo theo các bọt khí đi xuống phía dưới, còn lỏng lại tuần hoàn ngược lên phía trên.



Hình 7.83. Các giá trị thực nghiệm về chiều cao HETP cho chưng cất hệ iC_4/nC_4 tại các áp suất khác nhau (bar) của viện FRI

Ảnh hưởng của các tính chất vật lý

Nhiều các số liệu thực nghiệm đã công bố [Vital, Grossel and Olsen, Hydroc. Proc. 63 (12), 75 (1984)] cho thấy rằng nhìn chung chiều cao HETP của đệm đổ lộn xộn tương đối ít phụ thuộc vào tính chất vật lý của các hệ không chứa nước. Phân tích các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP của đệm cấu trúc [Kister H. Z., Distillation Design, McGraw – Hill, New York, 1992] cũng dẫn đến kết luận tương tự như trong trường hợp đệm đổ lộn xộn.

Đối với các hệ chứa nhiều nước, chiều cao HETP của đệm có xu thế cao hơn nhiều so với các hệ không chứa nước do đại lượng λ có giá trị cao hơn và do độ thấm ướt bề mặt đệm thấp hơn. Trong các hệ có nồng độ hydrô cao (> 30% hoặc tương tự như vậy trong pha khí) hiệu suất đệm sẽ bị giảm xuống [Kister et al., Proc. 4th Ethylene Producers Conference, AIChE, New Orleans, La., p.283, 1992] có thể là do phân tử hydrô chuyển động nhanh sẽ kéo theo các phân tử nặng hơn khi phân tử hydrô khuếch tán từ màng lỏng vào pha hơi.

Sai số về cân bằng pha lỏng – hơi

Các sai số về cân bằng pha lỏng – hơi sẽ ảnh hưởng đến hiệu suất của đệm (thông qua chiều cao HETP) tương tự như trong trường hợp các sai số này ảnh hưởng đến hiệu suất của đĩa.

Phần phân tích về ảnh hưởng của sai số về cân bằng pha lỏng – hơi đến hiệu suất của đĩa cũng sẽ được áp dụng đầy đủ cho hiệu suất của đệm.

So sánh hiệu suất của các loại đệm khác nhau trong hấp thụ và nhả khí

Để so sánh hiệu suất của các loại đệm và các kích thước đệm khác nhau cho các quá trình hấp thụ và nhả khí, các hệ sau đây thường được chọn:

– Amôniắc – không khí – nước: pha khí, pha lỏng và phản ứng hóa học cùng quyết định

– Không khí – nước: pha khí quyết định

– Sunfur dioxide – không khí – nước: pha khí và pha lỏng cùng quyết định

– Cacbon dioxide – không khí – nước: pha lỏng quyết định

Các nhà cung cấp đệm đã nhất trí chọn hệ Cácbon dioxide – Không khí – Nước làm hệ chuẩn dùng để so sánh hiệu suất của các loại đệm và các loại kích thước đệm khác nhau khi sử dụng quá trình hấp thụ và nhả khí.

Để thử nghiệm hiệu suất của đệm, hỗn hợp chứa 1% mol khí CO_2 được cho đi ngược chiều với dòng dung dịch natri hydrôxít (NaOH) tuần hoàn trong tháp. Nồng độ ban đầu của dung dịch NaOH trong nước là 1,0 N (4,0% khối lượng), và khi dung dịch NaOH tuần hoàn chuyển sang natri cácbonát (Na_2CO_3), cần phải tiến hành hiệu chỉnh về tốc độ chuyển khối vì tốc độ cấp khối trong pha lỏng sẽ giảm. Trình tự tiến hành thử nghiệm đệm đã được Eckert và các cộng sự mô tả [Ind. Eng. Chem., 59 (2), 41 (1967); Chem. Eng. Progr., 54 (1), 790 (1958)].

Hệ số chuyển khối chung sẽ được xác định khi động lực của quá trình được biểu diễn qua thành phần của pha khí, theo công thức:

$$K_{OG}.a = \frac{mol\ CO_2\ hấp\ thụ}{(Thời\ gian\ hấp\ thụ).(thể\ tích\ lớp\ đệm).(động\ lực\ biểu\ diễn\ qua\ áp\ suất\ riêng\ phần\ của\ CO_2)} \quad (7.134)$$

Các hệ số sau đó thường được hiệu chỉnh về mức độ chuyển hóa 25% của NaOH ở nhiệt độ 24^{0}C.

Các giá trị thực nghiệm đã công bố của (K_{OG}*a) cho một số loại đệm đổ lộn xộn điển hình xem trong bảng 7.41.

Ảnh hưởng của lưu lượng dòng lỏng đến hệ số chuyển khối được thể hiện trên hình 7.84.

Bảng 7.41. Hệ số chuyển khối cho một số loại đệm

Hệ CO_2 – không khí – dung dịch NaOH		
Loại đệm	*Kích thước danh nghĩa của đệm, mm*	*Hệ số chuyển khối chung thể tích ($K_{OG}a$), kmol/h.m³ atm*
Vòng Raschig (gốm sứ)	25	37,0
	50	26,1
Yên ngựa Intalox (gốm sứ)	25	45,1
	50	30,1
Vòng Pall (kim loại)	25	49,6
	50	34,9
Yên ngựa Intalox IMTP (kim loại)	25	54,8
	50	39,1

***Ghi chú**: Các kết quả ở bảng trên nhận được ở các điều kiện sau:*

– Nồng độ CO_2 trong hỗn hợp khí đầu là 1,0 % thể tích

– Dung dịch NaOH trong nước có nồng độ 1N

– Chuyển hóa của NaOH sang Na_2CO_3 là 25%

– Nhiệt độ $t = 24^oC$

– Áp suất làm việc $P = 1$ atm

– Tốc độ khí 1,264 $kg/(s.m^2)$

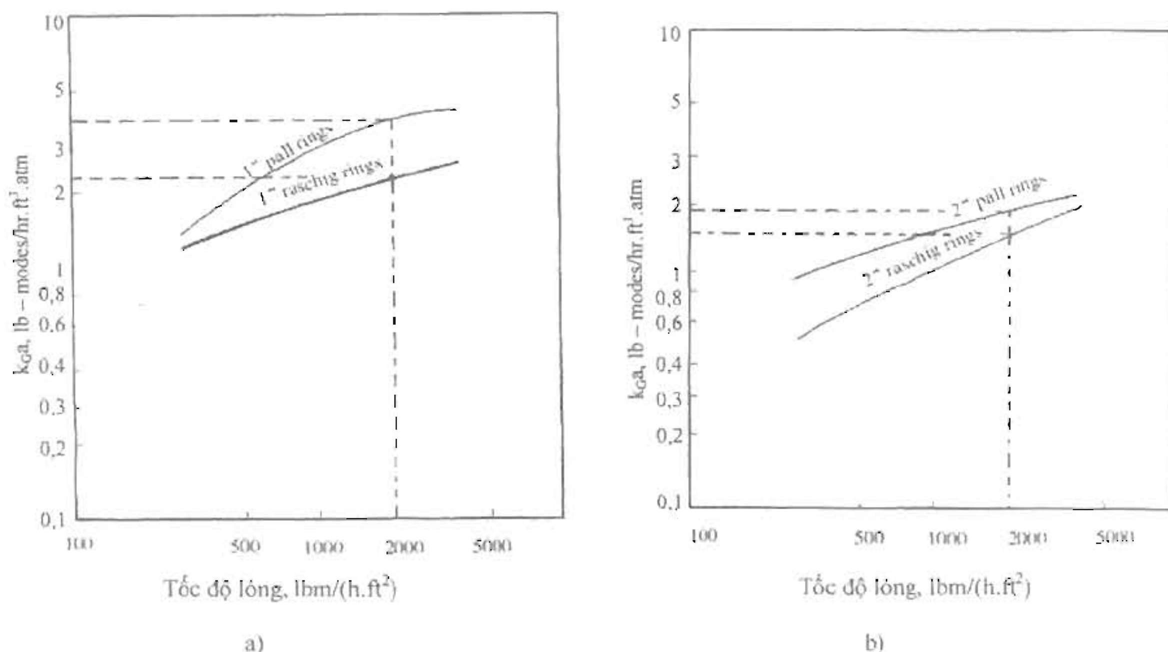
– Tốc độ lỏng 6,78 $kg/(s.m^2)$

Khi sử dụng hệ cácbon dioxide – dung dịch NaOH trong nước để thử hiệu suất của đệm thì cần phải thận trọng khi sử dụng các kết quả nhận được. Do trong hệ trên hấp thụ hóa học đã che lấp hiệu ứng của hấp thụ vật lý, nên các giá trị về hệ số chuyển khối dẫn trong bảng có thể không đúng cho các trường hợp khác khi trở khối đối với quá trình chuyển khối lại tập trung chủ yếu trong pha khí. Lý thuyết cơ sở về kết hợp quá trình hấp thụ vật lý với hấp thụ hóa học có thể xem tài liệu tham khảo [Perry's Chemical Engineers' Handbook. 8^{th} ed. Section 14].

Như vậy, ở chế độ tải trọng cho trước, kích thước đệm, kiểu đệm và phân bố dòng ảnh hưởng tới chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP. Đối với các hệ nước – chất hữu cơ, chiều cao HETP có thể nhạy cảm với mức độ thấm ướt không đều của đệm cũng như nồng độ của các chất trong hệ.

Các giá trị của đại lượng lamda ($\lambda = mG_M/L_M$) nằm ngoài khoảng 0,5 ÷ 2,0 cũng làm tăng chiều cao HETP. Đối với các hệ có nồng độ hyđrô cao, chiều cao HETP cũng sẽ tăng lên.

Chiều cao HETP của đệm cấu trúc cũng có thể bị ảnh hưởng bởi áp suất làm việc trong tháp (ở vùng áp suất cao) và chiều cao này cũng sẽ bị ảnh hưởng bởi tải trọng của dòng lỏng và dòng hơi đi trong tháp.



Hình 7.84. Hệ chuyển khối (k_Ga)của quá trình hấp thụ khí CO_2 từ hỗn hợp với không khí bằng dung dịch NaOH trong nước (dung dịch 1N)

a. Đệm loại vòng Pall và vòng Raschig đường kính 1 inch

b. Đệm loại vòng Pall và vòng Raschig đường kính 2 inch

Tốc độ dòng khí 0,61 kg/(s.m^2) hay 450 lb/(h.ft^2)

Chú ý:

- Để chuyển đơn vị từ lb/(h.ft^2) sang đơn vị kg/(sm^2) phải nhân với hệ số 0,00136.

- Để chuyển đơn vị từ lb-modles/(h.ft^3.atm) sang đơn vị kmol/(s.m^3.atm) phải nhân với hệ số 0,0045

Ảnh hưởng của sự phân bố không đều của dòng đến hiệu suất của đệm

Mô hình và dự đoán ảnh hưởng của sự phân bố không đều của dòng đến hiệu suất của đệm

Sự phân bố không đều của dòng có thể làm giảm đáng kể hiệu suất của đệm. Chiều cao HETP của đệm có thể tăng đến 2 hoặc 3 lần do sự phân bố không đều của dòng gây ra. Shariat và Kunnesh [Ind. Eng. Chem. Res., 34 (4), 1273 (1995)] đã đưa ra những ví dụ tốt để minh chứng cho kết luận trên.

Những mô hình xuất hiện sớm [Mullins, Ind. Chem. Mfr., 33, 408 (1957); Manning and Cannon, Ind. Eng. Chem. 49 (3), 347 (1957)] đã thể hiện ảnh hưởng của sự phân bố không đều của dòng đến hiệu suất của đệm dựa vào mô hình kênh đơn giản. Theo mô hình này, một phần của dòng lỏng bị rẽ nhánh và bỏ qua (bypass) một phần lớp đệm và vì vậy trong phần lỏng này quá trình chuyển khối hầu như không xảy ra. Phần lỏng rẽ nhánh này sau đó lại nhập vào dòng lỏng chính và làm giảm hiệu suất chuyển khối của toàn bộ dòng.

Huber và các cộng sự [Chem. Ing. Tech. 39, 797 (1967); Chem. Eng Sci. 21, 819 (1966)] và Zuiderweg et al. [IChemE Symp. Ser. 104, A217 (1987)] đã thay thế phần rẽ nhánh (bypass) đơn giản bằng sự thay đổi của tỷ số L/V cục bộ. Vùng với tỷ số L/V thấp do khoảng cách giữa đường làm việc và đường cân bằng pha sẽ thắt lại (hiệu ứng thắt) nên khả năng tách hỗn hợp sẽ giảm xuống.

Huber và các cộng sự [tài liệu đã dẫn]; Yuan và Spiegel [Chem. Ing. Tech. 54, 774 (1982)] đã thêm vào mô hình hiệu ứng khuấy trộn theo phương nằm ngang. Sự chệch hướng theo phương ngang của lỏng do các viên đệm gây ra, sẽ tạo xu thế đồng nhất lỏng và vì vậy có tác dụng ngược lại với "hiệu ứng rẽ nhánh"(bypass) và "hiệu ứng thắt" (pinching).

Yếu tố thứ ba có ảnh hưởng đến hiệu suất của đệm đó là sự không đồng đều của phân bố dòng khi đi qua lớp đệm. Sự không đồng đều của phân bố dòng đã được phát hiện từ năm 1935 [Baker, Chilton and Vernon. Trans Instn. Chem. Engrs. 31, 296 (1935)] và lần đầu tiên được Cihla và Schmidt mô hình hóa [Coll. Czech. Chem. Commun., 22, 896 (1957)]. Cả ba yếu tố có ảnh hưởng tới hiệu suất của đệm nêu ở trên đã được Hoek [Ph.D. Thesis, The University of Delft, The Netherlands, 1983] kết hợp trong mô hình vùng – bậc (The Zone – Stage Model).

Mô hình vùng – bậc

Zuiderweg và các cộng sự [IChemE Symp. Ser. 104, A217, A233 (1987)] đã mở rộng mô hình kết hợp cả ba hiệu ứng tỷ số L/V cục bộ, khuấy trộn theo phương ngang và sự không đồng đều của phân bố dòng lỏng của Hoek vào trong mô hình mô tả ảnh hưởng của sự phân bố không đồng đều của dòng đến hiệu suất của đệm. Mô hình này đã được phát triển tại viện nghiên cứu chưng cất FRI của Mỹ và tại trường Đại học Delft của Hà Lan.

Mô hình về ảnh hưởng của sự phân bố không đồng đều của dòng đến hiệu suất đệm đã sử dụng tiên đề: khi không có sự phân bố không đồng đều của dòng, sẽ có một chiều cao cơ sở của HETP (hoặc là chiều cao "thật" hoặc là chiều cao "thuộc tính" của HETP) và chiều cao này chỉ phụ thuộc vào loại đệm, kích thước đệm và bản chất của hệ.

Chiều cao HETP cơ sở này có thể rút ra được từ các số liệu thực nghiệm của các tháp đường kính bé, vì trong các tháp này khuấy trộn theo phương ngang có thể đủ mạnh để có thể cân bằng được mọi hiệu ứng thắt (pinching) ở trong lớp đệm.

Đối với phân bố dòng lỏng ban đầu cho trước, mô hình sẽ sử dụng phương trình kiểu khuếch tán để mô tả mức độ tách dòng và sau đó kết hợp lại các dòng lỏng theo phương ngang và phương thẳng đứng. Bước tiếp theo sẽ tiến hành tính quá trình chuyển khối bằng cách kết hợp các phân bố dòng của lỏng ở các mức độ khác nhau, cũng như tính chiều cao HETP cơ sở.

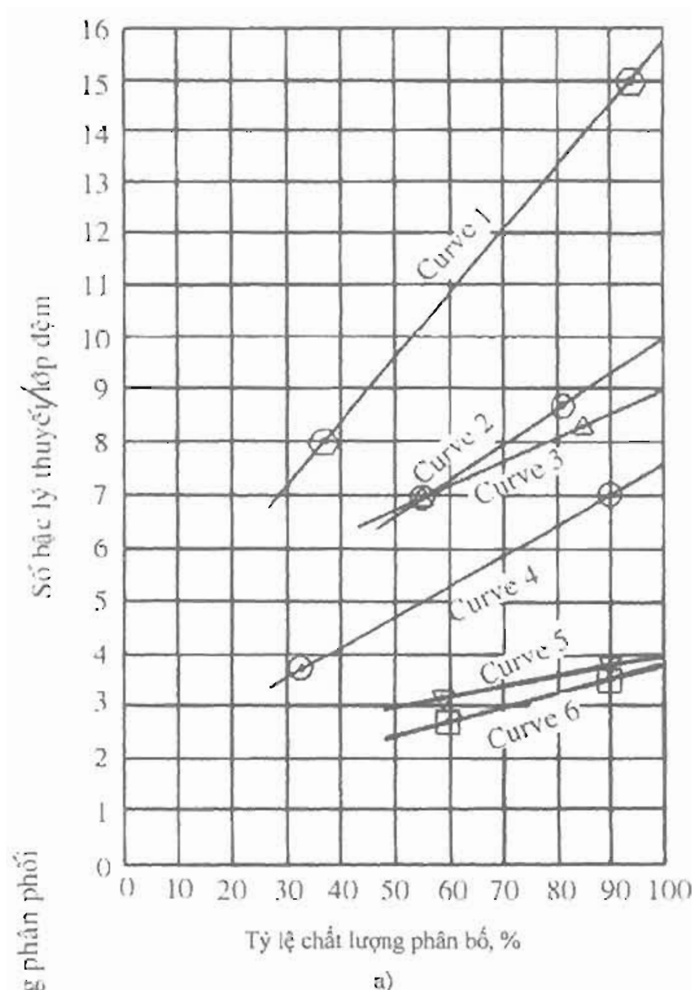
Kunesh và các cộng sự đã áp dụng thành công mô hình trên để dự đoán ảnh hưởng của sự phân bố không đồng đều của dòng đến hiệu suất của đệm. Tuy nhiên, mô hình trên không thuận tiện cho việc áp dụng và không được chấp nhận rộng rãi trong công nghiệp.

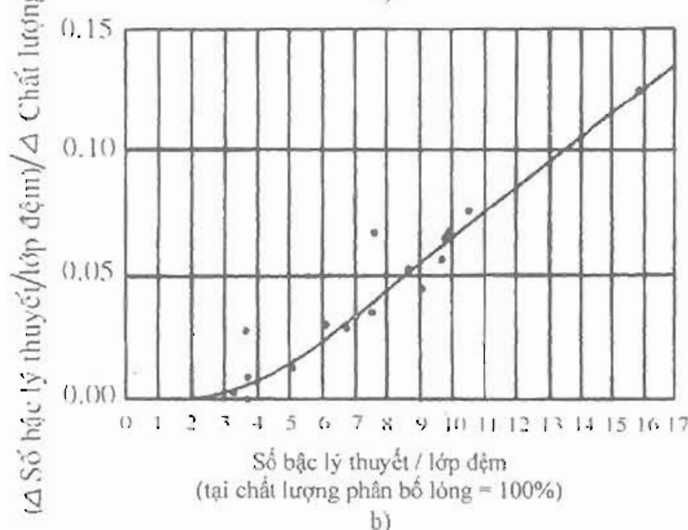
Dự đoán hiệu suất đệm bằng phương pháp kinh nghiệm

Moore và Rukovena [Chemical Plants and Processing (European edition), p.11. August 1987] đã đề xuất quan hệ kinh nghiệm (hình 7.85) dùng để xác định ảnh hưởng của mức độ phân bố không đều của dòng lỏng đến hiệu suất của đệm cho đệm loại vòng Pall hoặc đệm loại Intalox kim loại. Quan hệ này vừa phù hợp vừa rất tốt cho một số trường hợp đã nghiên cứu, lại đơn giản trong sử dụng và vì vậy ít nhất cũng có thể sử dụng để đánh giá sơ bộ hiệu suất của các loại đệm trên.

Để có thể lượng hóa chất lượng phân bố dòng lỏng, trên đồ thị đã sử dụng chỉ số tỷ lệ chất lượng phân bố dòng lỏng. Chỉ số này điển hình thường nằm trong khoảng 10 ÷ 70% cho đại đa số các bộ phân phối dòng lỏng chuẩn trong công nghiệp, trong khoảng 75 ÷ 90 % cho các bộ phân phối lỏng chất lượng trung bình và trên 90% cho các bộ phân phối lỏng chất lượng cao.

Moore và Rukovena đã đưa ra phương pháp tính chỉ số tỷ lệ chất lượng phân bố dòng lỏng từ cấu tạo của bộ phân phối lỏng. Phương pháp này được trình bày chi tiết trong các công trình của Moore và Rukovena và trong tài liệu tham khảo [Kister H.Z., Distillation Operation, Mc Graw – Hill, New York, 1990].





Hình 7.85. Ảnh hưởng của chất lượng phân bố lỏng đến hiệu suất của đệm

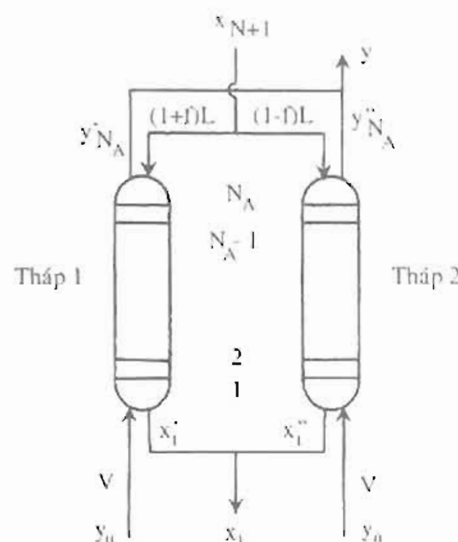
a. Các trường hợp dùng để minh họa ảnh hưởng của chất lượng phân bố lỏng đến hiệu suất đệm

b. Đồ thị ảnh hưởng của chất lượng phân bố lỏng đến hiệu suất đệm

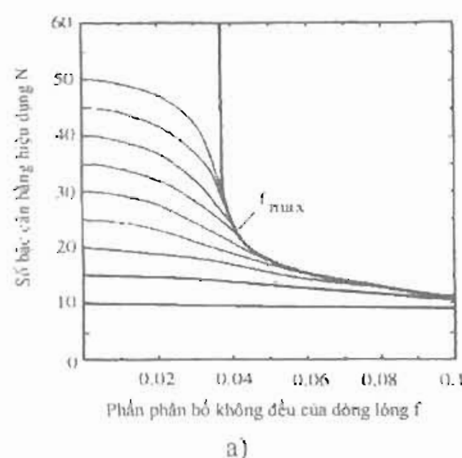
Phần phân bố lỏng không đồng đều cực đại f_{max}

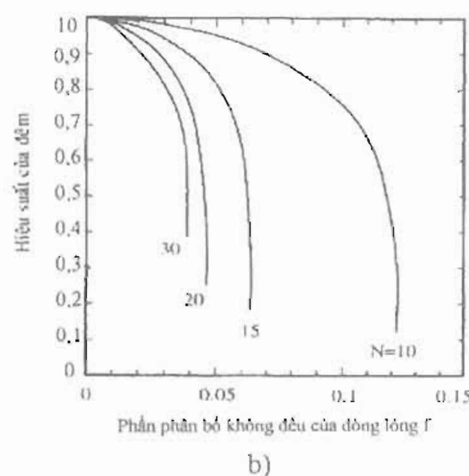
Để đặc trưng cho mức độ nhạy cảm của lớp đệm đối với mức độ không đồng đều trong phân bố lỏng, Lockett và Billingham [Trans. IChemE, 80, Part A, p.373, May 2002; Trans. IChemE. 81, Part A, p.134, January 2003] đã mô hình hóa hiện tượng phân bố lỏng không đồng đều bằng sơ đồ hai tháp mắc song song, trong đó một tháp nhận nhiều lỏng hơn (1 + f)L, còn tháp kia nhận ít lỏng hơn (1– f)L. Dòng hơi được giả thiết chia đều cho hai tháp (hình 7.86) và không có khuấy trộn theo phương ngang. Do tỷ số L/V khác nhau nên mức độ tách tổng cộng đạt được trong hai tháp ở các điều kiện trên nhỏ hơn so với trường hợp các dòng được phân phối đều cho cả hai tháp.

Các kết quả tính toán điển hình theo mô hình hai tháp song song của Lockett – Billingham cho thấy khi phần phân bố không đồng đều của lỏng f tăng lên thì số bậc lý thuyết hiệu dụng của hệ thống gồm hai tháp kết hợp sẽ giảm xuống (hình 7.87). Hình 7.87a cho thấy mức độ giảm hiệu suất của đệm sẽ nhỏ nhất khi chiều cao của các lớp đệm nhỏ (khi số bậc N = 10) hoặc khi phần phân phối không đều của lỏng nhỏ. Hình trên cùng cho thấy sẽ có giá trị giới hạn f_{max} của phần phân bố không đều của lỏng đặc trưng cho mức độ phân bố không đồng đều tối đa của lỏng mà vẫn có khả năng đạt được mức độ tách cần thiết. Về ý nghĩa vật lý thì đại lượng f_{max} này tương ứng với trường hợp một trong hai tháp của sơ đồ mô hình trên bị bịt lại.



Hình 7.86. Mô hình hai tháp làm việc song song của Lockett và Billingham





Hình 7.87. Ảnh hưởng của phần phân bố không đều của dòng lỏng f đến hiệu suất của đệm

a. Sự phụ thuộc của phần phân bố không đều cực đại của dòng lỏng f_{max} và số bậc cân bằng N vào f

b. Sự phụ thuộc của hiệu suất đệm vào số bậc của lớp đệm và vào phần phân bố không đều của dòng lỏng f; Sự giảm nhanh của hiệu suất là kết quả kết hợp của hiệu ứng thắt (pinching) với hiệu ứng của f_{max}.

Đồ thị trên hình 7.87b nhấn mạnh sự giảm nhanh của hiệu suất đệm dưới ảnh hưởng của hiệu ứng thắt (pinching). Cho hệ hai cấu tử, Billingham và Lockett đã đưa ra phương trình sau dùng để xác định đại lượng f_{max}:

$$f_{max} = \frac{y_{N+1} - y_N}{y_N - y_0} + \frac{x_1 - x_0}{x_{N-1} - x_0} - \left(\frac{y_{N+1} - y_N}{y_N - y_0}\right)\left(\frac{x_1 - x_0}{x_{N+1} - x_0}\right) \quad (7.135)$$

Công thức trên có thể dùng để tính trực tiếp f_{max} mà không cần phải có mô hình hai tháp mắc song song. Billingham và Lockett cũng đã chỉ ra là các số hạng khác nhau trong phương trình trên đã có thể tính ngay được từ các thông số đầu ra của phần mô phỏng trạng thái ổn định trên máy tính.

Để áp dụng phương trình Billingham – Lockett cho hệ nhiều cấu tử thì cần phải coi hệ nhiều cấu tử bao gồm nhiều hệ hai cấu tử hoặc gộp các cấu tử của hệ này thành hai cấu tử giả chính (cấu tử giả nhẹ chính và cấu tử giả nặng chính) hoặc bằng cách quy chuẩn nồng độ phần mol của hai cấu tử chính.

Sau khi đã tính được f_{max}, Billingham và Lockett đã đưa các chỉ dẫn sau:

- Khi $f_{max} < 0,05$: đây là vùng của điểm cực nhạy cảm với hiện tượng phân bố dòng không đều của lỏng. Mức độ tách hỗn hợp cần thiết có thể không đạt được.
- Khi $0,05 < f_{max} < 0,10$: đệm nhạy cảm với hiện tượng phân bố dòng không đều của lỏng, nhưng mức độ tách hỗn hợp có khả năng đạt được.
- Khi $0,10 < f_{max} < 0,20$: đệm không đặc biệt nhạy cảm với hiện tượng phân bố dòng không đồng đều của lỏng.
- Khi $f_{max} > 0,20$: đệm không nhạy cảm với hiện tượng phân bố dòng không đồng đều của lỏng.

Hình 7.87b cho thấy khi chiều cao của lớp đệm giảm xuống thì đại lượng f_{max} có thể tăng lên. Ngoài ra hệ số bay hơi tương đối và tỷ số L/V cũng ảnh hưởng đến f_{max}.

Trong nhiều trường hợp, có thể tạo được lớp đệm ít nhạy cảm với hiện tượng phân bố không đều của lỏng bằng cách phối hợp điều chỉnh chiều cao của lớp đệm và tỷ số L/V.

7.6.10. Ảnh hưởng của hiện tượng phân bố không đều của dòng lỏng đến thiết kế tháp đệm

Ảnh hưởng của sự phân bố không đều của dòng lỏng đã được thảo luận trong một lượng rất lớn các tài liệu tham khảo đã được dẫn trong cuốn sách của Kister H.Z. [Distillation Operation, Mc Graw – Hill, New York, 1990]. Dưới đây cần nhấn mạnh các điểm cần lưu ý sau:

1. Có ba yếu tố chính quyết định ảnh hưởng của sự phân bố không đều của dòng lỏng đến hiệu suất của đệm:

a, Hiện tượng nút thắt (pinching). Những thay đổi cục bộ của tỷ số L/V là nguyên nhân gây ra các nút thắt (pinching) về nồng độ.

b, Khuấy trộn theo phương ngang. Các viên đệm sẽ làm chệch hướng chuyển động của cả dòng lỏng và dòng hơi theo phương ngang. Hiện tượng này sẽ làm tăng cường khuấy trộn của cả hơi và lỏng và có tác dụng làm giảm ảnh hưởng của hiện tượng nút thắt tới hiệu suất của đệm.

c. Sự không đồng đều của dòng lỏng trên tiết diện ngang của tháp đệm. Dòng lỏng có xu thế tập trung về phía gần thành tháp (hiệu ứng thành thiết bị).

2. Khi tỷ số đường kính của tháp trên đường kính của viên đệm bé ($D_t/d_p < 10$), khuấy trộn theo phương ngang sẽ đủ để loại bỏ hiện tượng nút thắt và khi đó sự phân bố không đều ở mức độ cao của dòng lỏng có thể chấp nhận được mà không làm giảm đáng kể hiệu suất của đệm.

Khi tỷ số D_t/d_p cao (D_t/d_p > 40), khuấy trộn theo phương ngang sẽ trở nên quá nhỏ để có thể cân bằng được hiệu ứng nút thắt. Trong trường hợp này hiệu ứng phân bố không đều của dòng lỏng sẽ có ảnh hưởng nghiêm trọng đến hiệu suất của đệm trong các tháp có đường kính lớn và đệm có đường kính bé.

Trong thiết kế, cần phải tìm được kích thước của đệm sao cho tỷ số của đường kính tháp trên đường kính của viên đệm nằm trong khoảng 10 ÷ 40. Tuy nhiên, tỷ số D_t/d_p = 10 ÷ 40 thường không thực tế và trong thực tế D_t/d_p thường lớn hơn 40. Khi tỷ số D_t/d_p > 100 sự giảm hiệu suất của đệm do phân bố không đều của dòng lỏng sẽ rất khó tránh. Vì vậy, trong thực tế hoặc là chọn tỷ số D_t/d_p < 100, hoặc là phải chấp nhận hiệu suất của đệm ở mức độ thấp hơn (do sự phân bố không đều của dòng lỏng gây ra).

3. Ảnh hưởng của hiệu ứng "thành thiết bị" sẽ tăng lên khi tỷ số D_t/d_p < 10, vì vậy đường kính của đệm phải chọn sao cho tỷ số D_t/d_p >10.

4. Khi số đĩa lý thuyết của một số lớp đệm nhỏ hơn 5 thì lớp đệm này ít nhạy cảm với hiệu ứng phân bố không đều của dòng lỏng. Nhưng khi số đĩa lý thuyết của một số lớp đệm lớn hơn 10, thì hiệu suất của đệm sẽ rất nhạy cảm với hiệu ứng phân bố không đều của dòng lỏng [Strigle, Packed Tower Design and Applications, 2d ed., Gulf Publishing, Houston, Tex., 1994] (hình 7.87). Những lớp đệm được tạo nên từ những viên đệm có kích thước bé, cũng như lớp đệm cấu trúc, thường sẽ có số đĩa lý thuyết nhiều hơn, vì vậy sẽ nhạy cảm hơn với hiệu ứng phân bố không đều của dòng lỏng so với lớp đệm có cùng chiều cao nhưng có kích thước viên đệm lớn hơn. Nhận xét này đã được chứng minh rõ ràng bằng các kết quả thí nghiệm của viện FRI [Shariat and Kunesh, Ind. Eng. Chem. Res. 34 (4), 1273 (1995)]. Lockett và Billingham [Trans. IChemE, vol.81, part A, p.131, January 2003] cũng nhất trí với các nhận xét trên và mô hình hai tháp của Lockett và Billingham cũng đã chỉ ra được sự nhạy cảm của lớp đệm với hiệu ứng phân bố không đều của dòng lỏng, nhưng số bậc cân bằng của lớp đệm bắt đầu nhạy cảm với hiệu ứng phân bố không đều của dòng lỏng cao hơn so với nhận xét ở trên.

5. Ảnh hưởng của hiệu ứng phân bố không đều của dòng lỏng đến hiệu suất của đệm có xu thế tăng lên và ở mức độ mạnh hơn ở lưu lượng dòng lỏng bé so với trường hợp lưu lượng dòng lỏng lớn [Zuiderweg, Hoek and Lahm, Ind. ChemE Symp. Ser. 104, A217 (1987)]. Xu thế tạo "nút thắt" và lan truyền không đồng đều nhìn chung sẽ cao hơn ở lưu lượng dòng lỏng nhỏ.

6. Tháp loại đệm thường cho phép một dung sai hợp lí hoặc cho phép những dao động nhẹ về mức độ đồng đều của phân bố dòng lỏng cũng như các dao động hoàn toàn ngẫu nhiên của mức độ đồng đều của phân bố dòng (Sự phân bố không đồng đều ở cấp độ thấp).

Ảnh hưởng của sự không liên tục hoặc của dòng cục bộ theo vùng (sự phân bố không đều ở quy mô lớn) sẽ có ảnh hưởng nghiêm trọng hơn nhiều [Zuiderweg et al., tài liệu đã dẫn; Kunesh, Chem. Eng., p.101, Dec 7, 1987; Kunesh, Lahm and Yanagi, Ind. Eng. Chem. Res. 26 (9), 1845 (1987)]. Sở dĩ có tình trạng trên là do ảnh hưởng của "nút thắt" cục bộ ở quy mô nhỏ của hiệu ứng không đồng đều trong phân bố dòng sẽ bị triệt tiêu bởi hiện tượng khuấy trộn theo phương ngang, và vì vậy ảnh hưởng của hiệu ứng "nút thắt" là rất yếu ớt. Ngược lại, hiện tượng khuấy trộn theo phương ngang hoặc hầu như bất lực để có thể hiệu chỉnh lại mức độ không đồng đều ở quy mô lớn của phân bố dòng, hoặc cần phải có chiều cao đáng kể của lớp đệm để hiệu chỉnh lại phân bố dòng, nhưng khi đó hiệu suất của đệm sẽ bị suy giảm.

Trên hình 7.88 thể hiện các kết quả xác định chiều cao HETP trong các thí nghiệm mô phỏng các kiểu không đồng đều khác nhau trong phân bố dòng lỏng trong tháp đường kính 1,2 m chứa lớp đệm loại vòng Pall 1,0 inch và cao 3,6 m. Trên trục tung là tỷ số chiều cao HETP đo được trong các thí nghiệm có mức độ không đồng đều khác nhau trong phân bố dòng lỏng trên chiều cao HETP được được ở điều kiện phân bố dòng hoàn hảo.

Các thí nghiệm tương tự cũng được tiến hành cho các loại đệm cấu trúc [Fitz, King and Kunesh, Trans. IChemE 77, part A, p.482 (1999)]. Nhìn chung, các kết quả nhận được cho các loại đệm cấu trúc cũng tương tự như các kết quả nhận được cho các loại đệm vòng Pall, ngoại trừ một số điểm dưới đây.

Kết quả trên hình 7.88a cho thấy hầu như không có sự suy giảm hiệu suất của đệm khi mật độ tưới được thay đổi đồng đều trên toàn bộ diện tích phân phối lỏng của bộ phận phân phối (mật độ tưới tối đa trên mật độ tưới tối thiểu bằng 1,25). Ngược lại, nếu che kín 11% của phần diện tích viên phân của bộ phân phối lỏng kiểu mức lỏng thì chiều cao HETP có thể tăng lên đến 50%.

Trên hình 7.88b là các kết quả thí nghiệm nhận được khi tạo tỷ số mật độ tưới tối đa trên mật độ tưới tối thiểu nằm trong khoảng 1,25 ÷ 1,5 bằng cách cho lưu lượng dòng lỏng đi qua một nửa diện tích của bộ phân phối lỏng lớn hơn lưu lượng dòng lỏng đi qua nửa còn lại của bộ phận phân phối lỏng này 25%. Trong trường hợp này (trường hợp phân phối không đều theo vùng) chiều cao HETP tăng cao hơn nhiều so với trường hợp phân phối không đồng đều dòng lỏng theo kiểu "đều" trên toàn diện tích phân phối lỏng khi mật độ tưới tối đa trên mật độ tưới tối thiểu bằng hai lần.

Trên hình 7.88c là các kết quả thí nghiệm nhận được khi các điểm nhỏ giọt của bộ phân phối lỏng được bố trí theo phân bố Gauss (tỷ số tối đa trên trung bình bằng 2). Khi phân bố được thiết lập một cách ngẫu nhiên thì sự suy giảm về hiệu suất đệm hầu như không xảy ra. Trong khi đó, nếu các thay đổi ở phía trên mật độ tưới trung bình được gán cho "vùng cao" còn các thay đổi ở phía dưới mật độ tưới trung bình được gán cho "vùng thấp" thì chiều cao HETP tăng lên khoảng 20%.

Đối với đệm cấu trúc, sự không đồng đều ngẫu nhiên hoặc sự không đồng đều cục bộ theo vùng trong phân bố dòng, đều dẫn đến sự suy giảm hiệu suất đệm ở cùng mức độ như mức độ của sự không đồng đều cục bộ theo vùng.

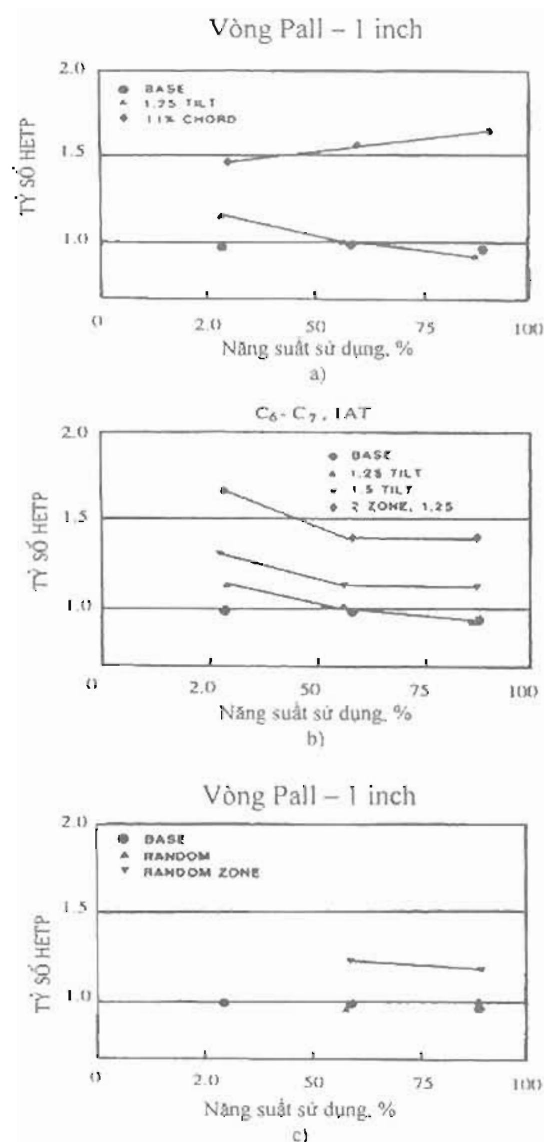
7. Mỗi lớp đệm sẽ "có một phân bố tự nhiên" và đây là tính chất ổn định vốn có của đệm. Phân bố lúc đầu của dòng tốt hơn phân bố tự nhiên nhưng sẽ bị suy giảm nhanh chóng và tiến đến phân bố tự nhiên. Sẽ tệ hại hơn khi phân bố tự nhiên cuối cùng cũng sẽ xảy ra nhưng trong một số trường hợp sẽ diễn ra với tốc độ rất chậm. Nếu như tốc độ suy giảm của quá trình trên cực kỳ nhỏ thì việc tái thiết lập phân bố bình thường của lỏng từ phân bố không đồng đều có thể sẽ không quan sát được trong thực tế [Zuiderweg et al., tài liệu đã dẫn]. Ngay cả trong trường hợp khi phân bố thể tích của lỏng được cải thiện dọc theo chiều cao lớp đệm, thì phân bố nồng độ cũng có thể đã bị tổn hại và hiện tượng "nút thắt" xuất hiện [Bonilla, Chem. Eng. Prog., p.47, March 1993].

8. Sự phân bố không đồng đều của dòng lỏng sẽ làm giảm khoảng làm việc của tháp đệm. Đường cong cho đệm kiểu vòng Pall đường kính 2,0 inch trên hình 7.80 cho thấy chiều cao HETP sẽ tăng lên cho đến khi đạt tới giới hạn làm việc của bộ phân phối lỏng.

9. Những nguồn chính tạo sự không đồng đều trong phân bố dòng khí (hơi) chính là các đường ống dẫn khí (hơi) từ bên ngoài vào tháp có đường kính nhỏ hơn mức cần thiết. Tốc độ của khí (hơi) trong các ống này thường cao nên dòng khí (hơi) sau khi đi qua các ống trên sẽ được phun vào trong tháp ở dạng tia. Các tia này sẽ tiếp tục đi qua các chi tiết có trở lực nhỏ ở trong tháp (đi qua lớp đệm). Vì vậy, trong tháp thường lắp bộ phận phân phối khí và các chi tiết nhằm hoàn thiện phân phối khí (ví dụ như đặt tấm chắn ở cửa vào của khí) và bằng cách như vậy sẽ tránh được nhiều vấn đề dẫn đến sự phân bố không đều của dòng khí.

Bộ phân phối khí (hơi) là bộ phận thường có nhiều trục trặc trong các tháp có đường kính lớn. Strigle [Packed Tower Design and Applications, 2d ed., Gulf Publishing, Houston, Tex., 1994] cho rằng trong tháp phải lắp đặt bộ phân phối khí (hơi) khi yếu tố F của vòi phun khí ($F_N = u_N . \rho_G^{0,5}$) vượt quá 27 (m/s).(kg/m^3)^{0,5}) hoặc khi động năng của dòng khí ở cửa vào tháp vượt quá 8 lần trở lực của lớp đệm đầu tiên có chiều cao 1,0ft hoặc khi trở lực của lớp đệm nhỏ hơn 0,65 mbar/m.

Để ngăn chặn sự phân bố không đều của dòng khí, tốt nhất nên chú ý tới việc bố trí các bộ phận làm giảm sự không đồng đều trong phân bố dòng khí ngay tại cửa vào của các dòng này.



Hình 7.88. So sánh ảnh hưởng của mức độ không đồng đều của phân bố lỏng (mức độ thấp và mức độ cao) đến chiều cao HETP

a. So sánh ảnh hưởng đến chiều cao HETP của trường hợp "méo" liên tục của phân bố dòng lỏng ((▼) tỷ số dòng cực đại trên dòng cực tiểu bằng 1,25) với trường hợp bộ phân phối lỏng bị bịt một phần hình viên phân có diện tích bằng 11% của tháp (♦).

b. So sánh ảnh hưởng đến chiều cao HETP của trường hợp "méo" liên tục phân bố dòng lỏng (tỷ số dòng cực đại trên dòng cực tiểu bằng 1,25(▲) và 1,5 (▼)) với trường hợp khi dòng lỏng đi qua một nửa bộ phân phối lỏng lớn hơn dòng lỏng đi qua nửa kia của bộ phận này là 25% (♦).

c. So sánh ảnh hưởng đến chiều cao HETP của trường hợp phân bố không đều ngẫu nhiên của dòng lỏng (▲) với trường hợp phân bố không đều cục bộ theo vùng (▼).

Ở đây ký hiệu (•) – phân bố cơ sở của dòng lỏng.

10. Sự không đồng đều ở mức độ cao trong phân bố dòng lỏng có thể gây ra sự không đồng đều trong phân bố dòng khí tại khu vực đi vào của dòng khí (tại khu vực có tốc độ dòng khí cao) [Stoter, Olujic and de Graauw, IChemE Symp. Ser. 128, A201 (1992); Kouri and Sohlo, IChemE Symp. Ser. 104, B193 (1987)]. Trường hợp xấu nhất có thể xảy ra khi sự phân bố không đều của dòng lỏng đầu có thể gây ra sặc đệm cục bộ và tạo thành các kênh cho dòng khí đi qua. Sự chia tách dòng khí này có xu thế được duy trì khi lỏng đi từ trên xuống phía dưới lớp đệm.

Ở ngoài khu vực dòng khí đi vào tháp, ảnh hưởng của sự không đồng đều trong phân bố dòng lỏng đến sự không đồng đều trong phân bố dòng khí thường rất nhỏ và có thể bỏ qua.

Tương tự như trong trường hợp tốc độ dòng khí cao, bức tranh của phân bố lỏng ở phía dưới của lớp đệm cấu trúc bị ảnh hưởng rất đáng kể bởi sự không đồng đều ở mức độ cao của phân bố dòng khí ở các cửa vào tháp của dòng khí [Olujic et al., Chem. Eng. and Processing, 43,465 (2004)]. Duss [IChemE Symp. Ser.152, 418 (2006)] cho rằng tải trọng lỏng cao (như trong các tháp chưng cất ở áp suất cao) cũng sẽ làm tăng mức độ không đồng đều trong phân bố dòng khí (hơi).

11. Ảnh hưởng của sự không đồng đều trong phân bố dòng khí đến hiệu suất của đệm trong nhiều trường hợp được cho là không rõ ràng và còn chứa nhiều bí ẩn chưa giải thích được. Các kết quả thí nghiệm của viện FRI trên tháp quy mô công nghiệp [Cai, paper presented at the AIChE Annual Meeting, Reno, Nev., 2001] đã cho thấy ảnh hưởng rất ít của sự phân bố không đồng đều của dòng khí đến hiệu suất của cả đệm đổ lộn xộn và đệm cấu trúc. Cai và các cộng sự [Trans IChemE 81, part A, p.85, 2003] đã tiến hành thí nghiệm chưng cất trong tháp đường kính 1,2 m với đệm cấu trúc có bề mặt riêng 250 m^2/m^3 và ở phía dưới cách mặt trên của lớp đệm 1,7 m đã chắn 50% diện tích ở vùng tâm của tháp, hoặc chắn 30% diện tích ở vùng ngoại vi (bán nguyệt) của tháp, đều không phát hiện được sự giảm hiệu suất của đệm cũng như các ảnh hưởng đến trở lực và năng suất của đệm. Phần tiết diện ngang của tháp bị chắn không cho dòng khí đi qua nhưng vẫn cho phép gom lỏng chảy từ trên xuống.

Trong khi đó, các thí nghiệm mô phỏng tương tự với các tấm chắn đặt ở độ cao của lớp đệm trong khoảng từ 0,8 đến 2,4 m của Olujic và các cộng sự [Chem. Eng. Proc., 43, p.465, 2004; Distillation 2003: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, New Orleans, La., AIChE, p.567, 2003] lại cho các kết quả khác với các kết quả của viện FRI. Khi tiến hành thí nghiệm Olujic và các cộng sự đã chắn 50% diện tích vùng ngoại vi (bán nguyệt) của tháp và quan sát thấy sự gia tăng của trở lực của lớp đệm và mức độ không đồng đều của phân bố dòng khí cũng tăng lên. Ngoài ra, chế độ sặc của đệm cũng đến sớm hơn. Các tác giả đã giải thích sự khác nhau giữa các kết quả trên và các kết quả của viện FRI là do khả năng thoát lỏng mà không bị gây cản trở ra khỏi dòng khí ở vùng có tấm chắn trong các thí nghiệm của viện FRI. Olujic và các cộng sự cũng đã phát hiện ra là sự phân bố không đồng đều của dòng khí do các bộ gom lỏng và do tấm chắn 50% diện tích ở vùng trung tâm của tháp, sẽ giảm bớt sau hai hoặc ba lớp đệm cấu trúc. Trong khi đó, nếu sử dụng tấm chắn 30 đến 50% diện tích ở vùng ngoại vi của tháp (tấm chắn bán nguyệt) thì mức độ không đồng đều trong phân bố dòng khí sẽ không giảm bớt mà sẽ còn đi sâu hơn nữa vào bên trong lớp đệm.

12. Mô phỏng thủy động lực học của dòng trên máy tính sẽ rất hữu hiệu trong phân tích ảnh hưởng của hình dáng đường dẫn khí vào trong tháp đến mức độ không đồng đều của phân bố dòng khí trong các lớp đệm. Sử dụng phần mô phỏng này, Wehrli và các cộng sự [Trans IChemE 81, part A, p.116, January 2003] đã phát hiện ra là một chi tiết rất đơn giản như tấm chắn hình chữ V (hình 7.97) đã tạo ra được sự phân bố dòng tốt hơn nhiều so với trường hợp chỉ dùng vòi phun. Trong trường hợp nếu sử dụng các bộ phân phối khí tinh tế hình mũi tên như của Schoepentoeter (hình 7.98c) thì các kết quả thậm chí còn tốt hơn nhiều.

Ảnh hưởng của hình dạng của đường dẫn khí vào trong tháp đến phân bố dòng khí trong tháp tinh chế chân không đã được Vaidyanathan và nhiều nhà khoa học nghiên cứu [Distillation 2001: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex., p.287, April 22-26, 2001; Paladino et al., Distillation 2003: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, New Orleans, La., AIChE, p.241, 2003; Torres et al., (tài liệu trên) p.284; Waintraub et al., Distillation 2005: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, Atalanta, Ga. P.79, 2005; Wehrli et al,.IChemE Symp. Ser 152, London 2006]. Vaidyanathan, Torres và các cộng sự đã kiểm tra ảnh hưởng của các kích thước hình học của đĩa phân phối kiểu nắp ống khói (hình 7.99) đặt ở phía trên cửa vào tháp của dòng khí, đến phân bố dòng khí và đến lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí. Paladino và các cộng sự đã chứng minh được là sự có mặt của lỏng trong dòng khí vào tháp sẽ ảnh hưởng đến phân bố tốc độ của pha khí và ảnh hưởng này cần phải được tính đến khi lập mô hình. Paladino, Waintraub và các cộng sự đã sử dụng mô hình hai dòng lỏng để nghiên cứu phân bố vận tốc và lượng lỏng bị cuốn theo hơi do các kết cấu khác nhau của các vòng phân phối hơi tạo ra (hình 7.98). Wehrli và các cộng sự đã đưa ra số liệu mô phỏng cửa vào của dòng khí của tháp chân không quy mô bán sản xuất và các số liệu này có thể dùng để kiểm tra độ tin cậy của mô hình khi tiến hành mô phỏng

thủy động lực của dòng trên máy tính. Ali và các cộng sự [Trans. IChemE, vol. 81, part A, p.108, January 2003] đã nhận thấy sự phù hợp rất tốt của phân bố vận tốc dòng khí nhận được từ mô phỏng trên máy tính với các kết quả thực nghiệm nhận được trên tháp đệm cấu trúc đường kính 1,4 m có lắp các bộ phận phân phối và các bộ gom lỏng công nghiệp. Như vậy phần mô phỏng dựa vào mô hình thủy động lực học của dòng trên máy tính sẽ đạt được hiệu quả cao trong thiết kế các bộ gom lỏng và sẽ giúp đưa ra các giải pháp làm giảm đến mức tối đa mức độ không đồng đều trong phân bố dòng khí.

7.6.11. Chuyển quy mô của tháp đệm

7.6.11.1. Đường kính của tháp đệm

Đối với tháp đệm loại đổ lộn xộn đã có nhiều thông báo [Billet, Distillation Engineering, Chem. Publishing Co. New York, 1979; Chen, Chem. Eng., p.40, March 5, 1984; Zuiderweg, Hoek and Lahm, IChemE. Symp. Ser. 104, A217 (1987)] về sự gia tăng chiều cao HETP khi đường kính của tháp tăng lên. Giản đồ dùng để chuyển quy mô của Billet và Mackowiak [Billet, Packed Tower Analysis and Design, Ruhr University, Bochumn, Germany, 1989] cho đệm loại vòng Pall đã hàm ý là hiệu suất của đệm sẽ giảm khi đường kính của tháp tăng lên.

Các tài liệu đã công bố hoặc là giải thích sự gia tăng chiều cao HETP của đệm bằng hiện tượng gia tăng mức độ không đồng đều trong phân bố dòng, hoặc là đưa ra quy trình chuyển mô của tháp đệm. Các tháp quy mô thí nghiệm và quy mô bán sản xuất ít khi làm việc với tỷ số đường kính tháp trên đường kính đệm $D_T/d_p > 20$ và ở những điều kiện này khuấy trộn theo phương ngang đã bù lại được sự giảm hiệu suất của đệm do mức độ không đồng đều trong phân bố dòng do hiện tượng "nút thắt" gây ra. Ngược lại, các tháp công nghiệp thường làm việc với tỷ số D_T/d_p trong khoảng 30 ÷ 100 và ở những điều kiện này khuấy trộn theo phương ngang sẽ không đủ hiệu quả để cân bằng được mức độ không đồng đều trong phân bố dòng do hiện tượng "nút thắt" gây ra.

Trong các hệ thống thử nghiệm, để đưa tỷ số D_T/d_p tiến gần đến giá trị của tỷ số này trong công nghiệp, cần phải sử dụng đệm có kích thước nhỏ hơn so với kích thước của đệm trong thực tế. Deibele, Goedecke và Schoenmaker [IChemE Symp. Ser. 142, 1021 (1997); Goedecke and Alig, Paper presented at the AIChE Spring National Meeting, Atlanta, Ga., April 1994; Gann et al., Chem. Ing. Tech., 64 (1), 6 (1992)] đã nghiên cứu sự thích hợp khi tiến hành chuyển quy mô của tháp đệm trực tiếp từ tháp đệm có đường kính từ 50 đến 75 mm sang tháp có đường kính công nghiệp. Deibele, Gann và các cộng sự đã đưa ra một danh sách khá đầy đủ các thông số có thể ảnh hưởng đến quá trình chuyển quy mô. Bản danh sách này bao gồm hỗn hợp dùng để thử nghiệm, xử lý đệm trước khi thử nghiệm, kết cấu của tháp, phương pháp nạp đệm vào trong tháp, các biện pháp để đổ đệm sát vào thành tháp, cách nhiệt cho tháp và lượng nhiệt mất ra môi trường, vấn đề kín chân không, vấn đề đo lường và điều khiển, vấn đề phân bố dòng lỏng, vấn đề làm nguội dòng hồi lưu về tháp, vấn đề làm ướt sơ bộ đệm, vấn đề lấy mẫu và phân tích mẫu, vấn đề hiệu chỉnh số đĩa để tránh hiện tượng "nút thắt" và phân tích các hiện tượng có thể xảy ra, vấn đề đánh giá quy trình và nhiều vấn đề khác.

Các số liệu nhận được trong các tháp thí nghiệm đặc biệt nhạy cảm với các thông số liệt kê ở trên. Geodecke và Alig đã cho thấy cho loại đệm cấu trúc được chế tạo từ vải dệt bằng sợi kim loại, hiệu suất đệm nhận được trên tháp thử nghiệm có xu hướng tốt hơn so với hiệu suất của tháp có đường kính lớn. Trong khi đó, cho loại đệm cấu trúc được chế tạo từ các tấm kim loại mỏng có gấp nếp lại cho kết quả ngược lại và nguyên nhân có thể là do dòng lỏng ở ngay sát thành tháp có lưu lượng lớn hơn.

Đối với một số loại đệm, sự thay đổi hiệu suất theo tải trọng của tháp ở quy mô thử nghiệm lại hoàn toàn khác so với sự thay đổi này ở trong tháp đường kính lớn. Riêng cho loại đệm cấu trúc Kuhni Rombopak 9M, hiệu suất của đệm rất ít phụ thuộc vào tải trọng của tháp và các số liệu thực nghiệm từ

các nguồn khác nhau rất phù hợp với nhau cho loại đệm này (ít nhất là cho một hỗn hợp dùng để thử nghiệm hiệu suất của đệm).

Deilebe và các cộng sự đã đưa ra một bộ các chỉ dẫn thực tế rất tốt để có thể nâng cao mức độ tin cậy trong chuyển quy mô của tháp đệm. Tuy nhiên, cần phải hết sức cẩn thận khi sử dụng các số liệu được chuyển quy mô từ các số liệu nhận được trên các tháp dùng để thử nghiệm các loại đệm.

7.6.11.2. Chiều cao của tháp đệm

Các số liệu thực nghiệm cho loại đệm đổ lộn xộn cho thấy chiều cao HETP sẽ tăng nhẹ khi chiều cao của lớp đệm tăng lên [Billet, Distillation Engineerings, Chem. Publishing Co. New York, 1979; "Packed Tower Analysis and Design", Ruhr University, Bochum, Germany, 1989; Eckert and Walter, Hydrocarbon Processing, 43(2), 107 (1964)].

Đối với loại đệm cấu trúc, một số các thí nghiệm với loại đệm Mellapak 250Y [Meier, Hunkeler and Stocker, IChemE Symp. Ser. 56, p.3, 3/1 (1979)] cho thấy chiều cao của lớp đệm không ảnh hưởng đến hiệu suất của đệm. Trong khi đó, các kết quả nghiên cứu khác lại chứng tỏ chiều cao của lớp đệm có ảnh hưởng đáng kể đến hiệu suất đệm [Cai et al., Trans IChemE, vol.81, part A, p.89, January 2003].

Ảnh hưởng của chiều cao lớp đệm đến hiệu suất đệm (thể hiện qua chiều cao HETP) là do sự không đồng đều trong phân bố dòng tạo ra. Zuiderweg và các cộng sự [IChemE Symp. Ser. 104, A217 (1987)] cho rằng tưới lỏng trên đệm không đồng đều sẽ tạo ra phân bố nồng độ không đều, và cũng sẽ tạo ra "nút thắt" cục bộ gần ngay phần đáy của lớp đệm. Các thí nghiệm của Martin, Bravo và Fair [Paper presented at the National AIChE Meeting, New Orleans, La., 1988] cũng đã khẳng định các vấn đề của vùng gần đáy của lớp đệm.

Theo mô hình vùng – bậc và mô hình Lockett – Billingham cũng như theo các phương trình thực nghiệm của Moore – Rukovena (hình 7.85), nếu mỗi lớp đệm càng có nhiều bậc thay đổi nồng độ, thì sự gia tăng chiều cao HETP sẽ càng lớn. Sự hiện diện và mở rộng của sự không đồng đều trong phân bố dòng đóng vai trò quan trọng trong quyết định hiệu ứng chiều cao lớp đệm – hiệu suất của đệm.

Khi chiều cao lớp đệm tăng lên, ảnh hưởng của hiệu ứng đầu – cuối của lớp đệm (có nghĩa là chuyển khối tại vùng dòng lỏng đi vào đệm và tại vùng dòng lỏng chảy ra khỏi lưới đỡ đệm) sẽ giảm xuống. Như vậy, do ảnh hưởng của hiệu ứng đầu – cuối chiều cao HETP quan sát được trong các tháp có chiều cao không lớn (ví dụ như các tháp bán sản xuất) sẽ nhỏ hơn so với các tháp có chiều cao lớn.

Tóm lại, chiều cao của lớp đệm có thể ảnh hưởng đáng kể đến chiều cao HETP của đệm. Điều này làm cho việc chuyển quy mô của tháp đệm càng kém chắc chắn. Khi tiến hành thử đệm cần phải tránh sử dụng lớp đệm quá ngắn. Đại đa số các nhà nghiên cứu đều sử dụng lớp đệm có chiều cao ngắn nhất là 1,5 m và thường xuyên dùng lớp đệm có chiều cao hơn 3 m. Để tiến hành thử nghiệm đệm viện FRI đã đưa ra kỹ thuật lấy mẫu cho phép xác định mức độ phân bố không đồng đều của dòng lỏng dọc theo chiều cao của lớp đệm.

7.6.11.3. Tải trọng của tháp đệm

Cho nhiều loại đệm đổ lộn xộn và đệm cấu trúc chế tạo từ các tấm kim loại mỏng gấp nếp, chiều cao HETP không phụ thuộc vào tải trọng lỏng và tải trọng hơi của tháp (hình 7.80 và 7.81). Trong khi đó, cho các loại đệm cấu trúc chế tạo từ vải dệt từ các sợi nhỏ và một vài loại đệm cấu trúc chế tạo từ tấm kim loại mỏng gấp nếp, chiều cao HETP thay đổi khi tải trọng lỏng và tải trọng hơi của tháp thay đổi.

Wu và Chen [IChemE Symp. Ser. 104, B225 (1987)] cho rằng nên tiến hành thử đệm trong tháp quy mô bán sản xuất trong khoảng lưu lượng tối đa và tối thiểu, sau đó chọn giá trị chiều cao HETP đo được cao nhất làm cơ sở cho chuyển quy mô, và đây là ý kiến được nhiều nhà nghiên cứu ủng hộ.

Đối với loại đệm cấu trúc, ảnh hưởng của tải trọng đến chiều cao HETP có thể là do pha lỏng đóng vai trò chính, còn pha khí ít có ảnh hưởng, vì vậy thử nghiệm đệm trong tháp quy mô bán sản xuất nên được tiến hành trong toàn bộ phạm vi thay đổi của tải trọng lỏng (tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp, m/s) của tháp nguyên mẫu.

7.6.11.4. Độ thấm ướt của đệm

Khi làm việc với tải trọng lỏng thấp, sự bắt đầu xuất hiện mức độ thấm ướt đệm nhỏ nhất (tối thiểu) có thể sẽ ảnh hưởng xấu đến chuyển quy mô của tháp, đặc biệt cho trường hợp đệm đổ lộn xộn với các hệ có chứa nước. Độ tin cậy trong chuyển quy mô ở tải trọng lỏng nhỏ có thể sẽ được cải thiện nếu tiến hành thử nghiệm đệm trong tháp quy mô bán sản xuất trong khoảng nồng độ tương tự như trong tháp nguyên mẫu, với vật liệu chế tạo đệm và quy trình xử lý bề mặt đệm cũng tương tự như trong tháp nguyên mẫu.

7.6.11.5. Sự thấm ướt không hoàn toàn đệm

Đối với các hệ nước – các chất hữu cơ, ở phía đầu của tháp có nồng độ nước cao, sự thấm ướt không hoàn toàn đệm có ảnh hưởng rất quan trọng. Khi tách các hệ trên, do thay đổi phân bố nồng độ và các tính chất vật lý của hệ diễn ra rất nhanh theo chiều cao của lớp đệm, nên chuyển quy mô cho các tháp dùng để tách các hệ trên sẽ rất phức tạp [Eiden and Kaiser, IChemE Symp. Ser. 142, 757 (1997)]. Ngay gần thời điểm bắt đầu xuất hiện sự thấm ướt không hoàn toàn đệm, chiều cao HETP sẽ bắt đầu phụ thuộc đáng kể vào nồng độ của hỗn hợp, vào vật liệu chế tạo đệm, vào độ nhám của bề mặt vật liệu chế tạo đệm, cũng như phụ thuộc vào sự có mặt của các chất hoạt động bề mặt. Mức độ tin cậy của chuyển quy mô có thể sẽ tăng lên, nếu như các thử nghiệm trong tháp quy mô bán sản xuất được tiến hành trong phạm vi thay đổi nồng độ tương tự như trong tháp nguyên mẫu, với vật liệu chế tạo đệm và quy trình xử lý bề mặt đệm cũng tương tự như trong tháp nguyên mẫu.

7.6.11.6. Làm sặc sơ bộ tháp đệm

Khi tiến hành tách hệ dung dịch nước, hiệu suất đệm đo được trong trường hợp tháp được làm sặc sơ bộ cao hơn so với trường hợp lớp đệm không được làm sặc sơ bộ [Billet, "Packed Tower Analysis and Design", Ruhr University, Bochum, Germany, 1989]. Có thể làm sặc sơ bộ tháp sẽ cải thiện được mức độ thấm ướt đệm và cải thiện được phân bố dòng. Billet cho rằng cần phải làm sặc sơ bộ cả tháp quy mô bán sản xuất và tháp nguyên mẫu để đảm bảo hiệu suất đệm cao nhất.

7.6.11.7. Lấy mẫu

Viện FRI (Fractionation Research Inc.) đã đưa ra kỹ thuật lấy mẫu tránh được "hiệu ứng đầu – đuôi" và xác định được phân bố nồng độ ở điều kiện phân bố dòng không đồng đều. Theo kỹ thuật này, mẫu được lấy ở các khoảng cách đều nhau (khoảng cách điển hình là 0,6 m hoặc gần như vậy) [Silvey and Keller, IChemE Symp. Ser. 32, p.418 (1969)]. Chiều cao HETP được xác định từ kế hoạch lấy mẫu giữa các đoạn đệm và không lấy mẫu ở tại đỉnh và đáy của lớp đệm.

Điều bắt buộc là các mẫu được lấy giữa các đoạn đệm phải là các mẫu đại diện và là các mẫu trung bình cho từng tiết diện của lớp đệm. Cần phải đặc biệt lưu ý khi lấy mẫu cho trường hợp dòng lỏng bị sục khí ở mức độ cao và chuyển động xoáy (khi áp suất P > 1300 kPa hoặc tốc độ lỏng > 1 m/min). Kỹ thuật lấy mẫu của viện FRI nên được áp dụng cho tất cả các điều kiện khác.

7.6.11.8. Lão hóa đệm

Đối với một số loại đệm chế tạo bằng chất dẻo được dùng để tách các hỗn hợp nước, sau khoảng một tuần làm việc hiệu suất của đệm hầu như tăng gấp đôi so với hiệu suất của đệm mới [Billet, tài liệu đã dẫn]. Tiếp sau đó một tuần, hiệu suất đệm hầu như ít thay đổi tiếp theo. Billet giải thích sự gia tăng hiệu suất đệm này là do mức độ thấm ướt đệm được cải thiện. Vì vậy các số liệu dùng để chuyển quy mô cho đệm bằng chất dẻo chỉ nên xác định sau khi đệm đã làm việc được một khoảng thời gian đủ dài.

7.6.11.9. Tổng kết và chỉ dẫn về chuyển quy mô của tháp đệm

Nhìn chung, vấn đề then chốt quyết định thành công trong chuyển quy mô tháp đệm là phải tạo ra được điều kiện phân bố dòng trong tháp quy mô bán sản xuất tương tự như trong tháp nguyên mẫu. Điều kiện này trong thực tế không thể đạt được. Vì vậy, chuyển quy mô của tháp đệm thường không chắc chắn và tiềm ẩn nguy cơ. Để có thể có được kết quả chuyển quy mô tốt nhất, vì vậy chỉ có thể làm tất cả những gì tốt nhất có thể làm được. Trên cơ sở các phần đã trình bày ở trên, để có các kết quả tốt nhất trong chuyển quy mô của tháp đệm cần phải thực hiện các nguyên tắc sau đây:

• Trong các tháp quy mô bán công nghiệp phải sử dụng cùng loại đệm và cùng kích thước đệm như trong tháp nguyên mẫu.

• Tháp bán quy mô công nghiệp dùng để thử nghiệm đệm phải có đường kính $D_T \geq 0,3$ m (1 ft).

• Tháp đệm dùng để thử nghiệm đệm phải có tỷ số đường kính tháp trên đường kính đệm $D_T/d_p \geq 10$. Trong các trường hợp khác, khi hiệu ứng thành thiết bị đáng kể, cần phải hiệu chỉnh chiều cao HETP theo công thức của Wu – Chen:

$$\frac{HETP_{nguyên\ mẫu}}{HETP_{pilot}} = \frac{1}{1 - A_{tường}/A_p} \quad (7.136)$$

Ở đây: $HETP_{pilot}$ – chiều cao HETP đo được trong tháp thử nghiệm quy mô bán sản xuất (Pilot).

Tỷ số $A_{tường}/A_p$ được xác định theo công thức:

$$\frac{A_{tường}}{A_p} = \frac{\pi D_T . H}{\left(\pi D_T^2/4\right) . H . a_p} = \frac{4}{D_T . a_p} \quad (7.137)$$

Trong đó: D_T – đường kính của tháp, m;

a_p – bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3;

H – chiều cao lớp đệm, m.

• Trong tháp thử nghiệm, bộ phân phối (đĩa phân phối) lỏng phải có cùng số điểm tưới lỏng trên một đơn vị diện tích như trong tháp nguyên mẫu, và phải bảo đảm cho lỏng phân bố về phía thành tháp theo cùng nguyên tắc như trong tháp nguyên mẫu.

• Kỹ thuật dùng để nạp đệm vào trong tháp thử nghiệm phải đúng như kỹ thuật nạp đệm vào trong tháp nguyên mẫu.

• Chiều cao lớp đệm thử nghiệm $H_p \geq 1,5$m (5ft) và chiều cao lớp đệm trong tháp thử nghiệm thường được chọn $H_p = 3$ m (10 ft).

• Phải sử dụng phương pháp lấy mẫu cũng như các dụng cụ lấy mẫu của viện FRI để xác định chiều cao HETP của tháp thử nghiệm.

• Phải tiến hành thử nghiệm tháp trong toàn bộ khoảng tải trọng làm việc bé nhất và lớn nhất của lỏng và khí, và sau đó chọn giá trị lớn nhất của chiều cao HETP làm cơ sở để chuyển quy mô.

• Phải chú ý quan sát hiệu ứng thấm ướt và thấm ướt không hoàn toàn. Khi xuất hiện các hiệu ứng này, chuyển quy mô có thể sẽ đặc biệt không đáng tin cậy.

• Khi có hiệu ứng thấm ướt và hiệu ứng thấm ướt không hoàn toàn, tháp đệm phải được thử nghiệm trong khoảng nồng độ như trong tháp nguyên mẫu. Ngoài ra, vật liệu chế tạo đệm cũng như phương pháp xử lý bề mặt của tháp thử nghiệm cũng phải tương tự như trong tháp nguyên mẫu.

• Tiến hành so sánh chiều cao HETP đo được ở điều kiện có làm sặc sơ bộ tháp với chiều cao HETP đo được điều kiện không làm sặc sơ bộ tháp.

• Đảm bảo điều kiện lão hóa đầy đủ đệm được chế tạo bằng chất dẻo trước khi tiến hành thử nghiệm đệm.

7.6.11.10. Đảm bảo an toàn trong chuyển quy mô của tháp đệm

Dù đã tuân thủ chặt chẽ các nguyên tắc chuyển quy mô của tháp đệm ở trên, nhưng vẫn sẽ còn những yếu tố không chắc chắn trong các kết quả chuyển quy mô. Vì vậy, Chen [Chen G.K., Chem. Eng., p.40. March 5, 1984] và Vital [Vital T.J., Grossel S.S., Olsen P.I., Hydrocarbon. Proc. 63(12), p.75, 1984] cho rằng phải thêm từ 6 đến 12 inch (từ 150 đến 300 mm) vào chiều cao HETP đo được trên các tháp thử nghiệm có đường kính nhỏ, và trong trường hợp tháp làm việc ở áp suất chân không với tải trọng lỏng thấp thì có thể chiều cao HETP đo được bằng thực nghiệm trong tháp thử nghiệm cần phải tăng cao hơn nữa. Quan điểm này đã bị phê phán là quá thận trọng. Trong khi đó Wu K.Y. và Chen G.K. [IChemE. Symp. Ser. 104, p.B 225, 1987] lại đề nghị tăng giá trị chiều cao HETP đo được bằng thực nghiệm trên tháp thử nghiệm lên 10 đến 15% để đảm bảo an toàn trong chuyển quy mô của tháp đệm.

7.7. CÁC BỘ PHẬN BÊN TRONG THÁP ĐỆM - ẢNH HƯỞNG CỦA CÁC BỘ PHẬN BÊN TRONG THÁP ĐẾN HIỆU SUẤT CỦA ĐỆM

Các bộ phận bên trong tháp đệm đơn giản hơn so với các bộ phận bên trong tháp loại đĩa, nhưng các bộ phận này phải được thiết kế tốt mới đảm bảo được sự hoạt động hiệu quả của tháp. Theo quy tắc chung, các chi tiết chuẩn của tháp đệm cũng đã được các nhà chế tạo tháp đề xuất, phân loại và chế tạo. Một vài thiết kế điển hình của các chi tiết bên trong tháp được thể hiện trên các hình từ 7.89 đến 7.102.

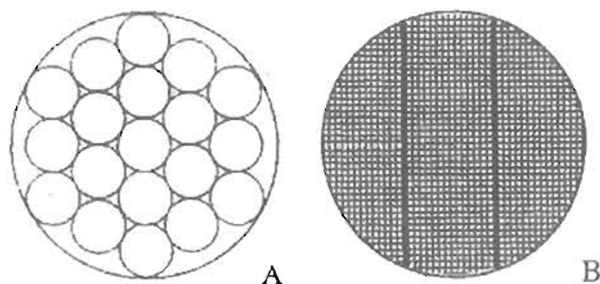
7.7.1. Đĩa (lưới) đỡ đệm

Mục đích trước tiên của đĩa đỡ đệm là đỡ lớp đệm trong tháp nhưng không được làm giảm quá mức diện tích cho dòng khí và dòng lỏng đi qua. Ngoài ra, đĩa đỡ đệm cũng có nhiệm vụ phân phối đều các dòng lỏng và khí. Nếu đĩa đỡ đệm không được thiết kế cẩn thận thì đĩa này có thể là nguyên nhân gây ra sặc đệm sớm của tháp. Như vậy, thiết kế đĩa đỡ đệm sẽ có ảnh hưởng đáng kể đến trở lực và khoảng làm việc ổn định của tháp đệm.

Trong thực tế thường sử dụng hai kiểu cơ cấu đỡ đệm chính sau đây:

1. Kiểu ngược chiều
2. Kiểu có đường đi của dòng lỏng và dòng khí riêng rẽ

Hai kiểu đĩa đĩa đỡ đệm này được thể hiện trên các hình 7.89; 7.90 và 7.91.

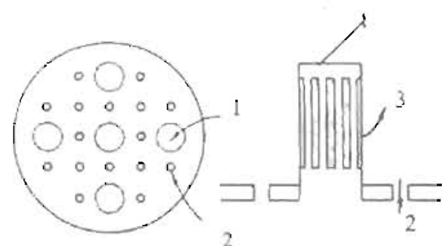


Hình 7.89. Đĩa đỡ đệm loại ngược chiều
A. Đĩa đỡ đệm kiểu các vòng được hàn liên kết
B. Đĩa đỡ đệm kiểu lưới

Diện tích mở trên đĩa đỡ đệm sẽ bằng diện tích mở của đĩa đỡ đệm theo thiết kế trừ đi phần diện tích mở của đĩa đỡ đệm bị đệm bít lại. Để tránh hiện tượng sặc tháp đệm có thể xảy ra sớm, phần diện tích mở thực tế trên đĩa đỡ đệm phải lớn hơn phần diện tích mở của bản thân đệm. Đối với loại đĩa đỡ

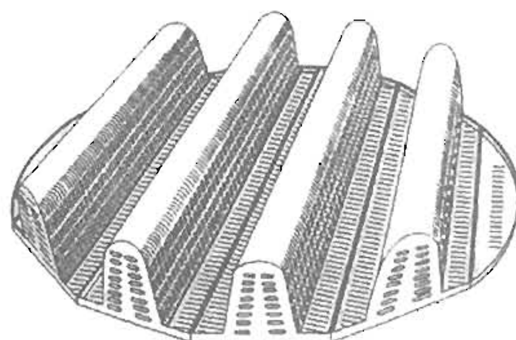
đệm kiểu ngược chiều, diện tích tự do cho dòng khí đi qua phải nằm trong khoảng 90% diện tích tiết diện ngang của tháp. Tuy nhiên, đĩa đỡ đệm loại này rất dễ bị các viên đệm bít lại do các viên đệm sẽ nằm trực tiếp ngay trên đĩa đỡ đệm.

Đối với đĩa đỡ đệm có đường đi của dòng lỏng và dòng khí riêng biệt có thể thiết kế để diện tích tự do đạt đến 90% và do hình dạng của đĩa nên khả năng đĩa bị bít là rất nhỏ.



Hình7.90. Đĩa đỡ đệm kiểu chóp có xẻ rãnh (kiểu đường đi của các dòng riêng biệt)

1. Ống hơi; 2. Đường đi của lỏng; 3. Đường đi của khí



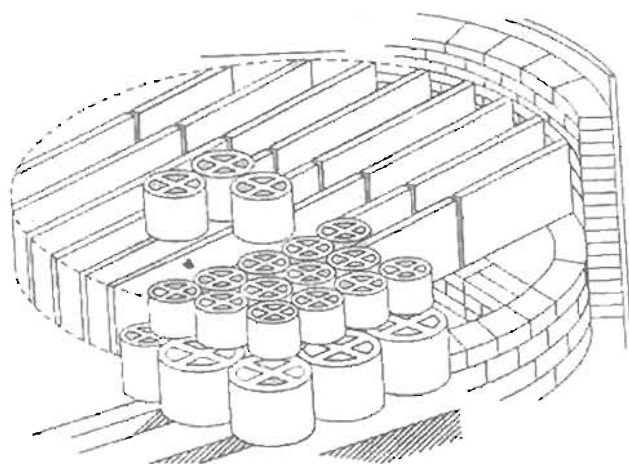
Hình7.91. Đĩa đỡ đệm kiểu dầm phun khí (dùng trong các tháp đường kính lớn)

7.7.1.1. Lưới đỡ đệm kiểu dầm đỡ có bước lớn

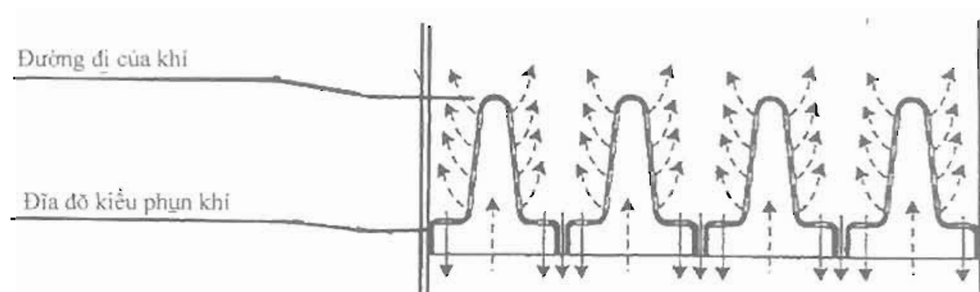
Loại này được sử dụng để tăng diện tích cho các dòng đi qua (hình 7.92). Trên lưới đệm loại này sẽ xếp có hàng lối một vài lớp của các viên đệm có kích thước lớn sau đó sẽ đổ lớp đệm của đệm loại đổ lộn xộn có kích thước nhỏ hơn lên trên.

7.7.1.2. Đĩa đỡ đệm kiểu dầm phun khí

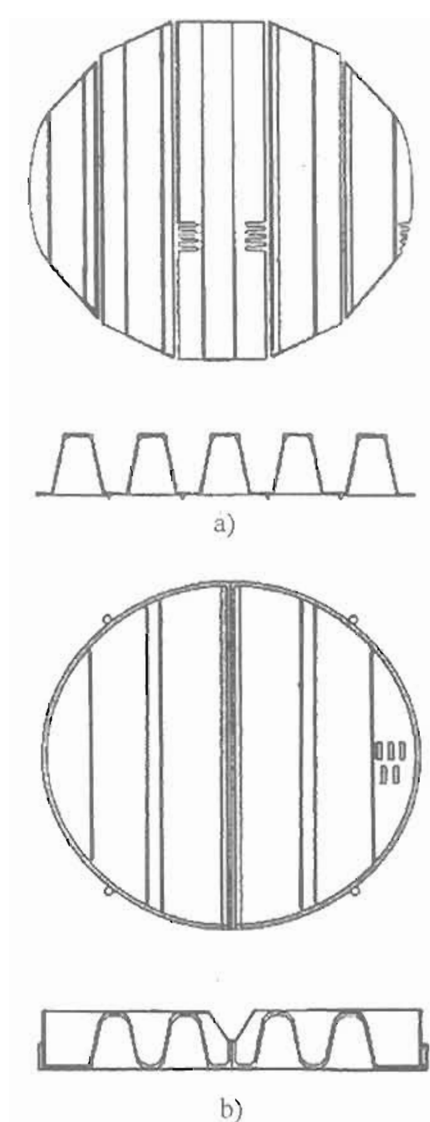
Đây là một trong các kiểu đĩa đỡ đệm tốt nhất. Ở kiểu đỡ đệm này, dòng khí đi vào lớp đệm ở các vị trí cao hơn mức lỏng chảy từ lớp đệm xuống (hình 7.91). Kiểu thiết kế này của đĩa đỡ đệm có trở lực bé và không có xu thế tạo sặc đệm. Các đĩa đỡ đệm kiểu này đã được chuẩn hóa, có một số lượng lớn dãy các kích thước chuẩn và được chế tạo từ nhiều vật liệu khác nhau (kim loại, gốm sứ và chất dẻo).



Hình7.92. Lưới đỡ đệm kiểu dầm có bước lớn (Đệm có kích thước lớn được xếp thành hàng trên các dầm đỡ đệm, sau đó đổ đệm có kích thước đã chọn thành đống ở phía trên)



Hình7.93. Nguyên lý làm việc của đĩa đỡ đệm kiểu dầm phun khí



Hình 7.94. Thiết kế điển hình của dầm đỡ đệm kiểu phun khí (Norton Co.)
a) Tháp đường kính bé; b) Tháp có đường kính lớn

7.7.2. Các bộ phân phối dòng

7.7.2.1. Các bộ phân phối lỏng

Bộ phân phối lỏng (hoặc phân phối lại lỏng) được sử dụng ở tất cả các vị trí có dòng lỏng đi vào tháp. Bộ phân phối lại dòng lỏng cũng được sử dụng ở khoảng không gian giữa hai lớp đệm (lớp đệm có chiều cao lớn thường được chia nhỏ ra để tránh làm giảm hiệu suất của đệm, cũng như để giảm bớt yêu cầu về độ bền cơ học của đệm). Theo ý kiến những của người sử dụng cẩn thận, cơ cấu phân phối lỏng tốt nhất cũng sẽ do các nhà cung cấp đệm cung cấp. Khi đó người sử dụng cần cung cấp các thông tin cần thiết cho người chế tạo bộ phân phối như khả năng về ăn mòn, khả năng tắc nghẽn và xu thế tạo bọt của hệ, cũng như khoảng thay đổi của lưu lượng dòng lỏng và các tính chất vật lý của lỏng.

Olsson [Chem. Eng. Progr., p.57, October 1999] đã phân tích kỹ các vấn đề then chốt quyết định sự thành công trong thiết kế và hoạt động của bộ phân phối lỏng. Ông cho rằng, sẽ là tối cần thiết phải đánh giá đúng khả năng tắc nghẽn của bộ phân bố lỏng và phải thiết kế bộ phân bố lỏng cho đúng trường hợp này (có nghĩa là phải tránh dùng các lỗ nhỏ, phải lọc hỗn hợp lỏng trước khi đưa vào bộ phân bố v.v...). Cũng cần phải tránh sự thâm nhập của khí vào bộ phân bố lỏng (có nghĩa là không được đưa dòng lỏng đầu lướt nhanh qua cơ cấu phân bố lỏng mà phải đưa đều đặn liên tục). Phải kiểm tra có hệ thống mô hình tưới lỏng bằng phương pháp phân tích vòng quanh của Moore và Rukovena [Chem. Plants and Process (European ed.), p.11, August 1987; Kister H.Z., Distillation Operation, Mc Graw – Hill, New York, 1990]. Trước khi lắp bộ phân phối lỏng vào trong tháp cần phải tiến hành thử nghiệm bằng nước (đại đa số các nhà cung cấp đều có hệ thống thử nghiệm cho mục đích này). Đồng thời cần phải kiểm tra cửa vào của bộ phân phối của lỏng để tránh các trục trặc. Ngoài ra, cũng cần phải thanh tra kỹ càng bộ phân phối cả ở phía bên trong lẫn bên ngoài. Kister [Trans. IChemE, vol.81, part A, p.5, January 2003] đã phát hiện ra là có đến 80 đến 90% các sự cố của bộ phân phối lỏng được thông báo trong các tài liệu trong 50 năm gần đây đã có thể tránh được, nếu người sử dụng và các nhà cung cấp tuân thủ các biện pháp trên đây của Olsson.

Các bộ phân phối lỏng phải có ít nhất 40 điểm tưới lỏng trên 1 m^2 và sẽ là lý tưởng nếu số điểm tưới có từ 60 đến 100 điểm trên 1 m^2 [Strigle, Packed Tower Design and Applications, 2d ed., Gulf Publishing, Houston, Tex., 1994; Kister H.Z., Distillation Operation, Mc Graw – Hill, New York, 1990; Norton Company (now Koch – Glitsch LP), Packed Column Internals, Bulletin TA – 80R, 1974]. Các kết quả thử nghiệm trên tháp quy mô công nghiệp cho cả loại đệm đổ lộn xộn và đệm cấu trúc cho thấy sẽ không đạt được sự cải thiện nào về hiệu suất đệm khi tăng số điểm tưới lỏng lên trên 40 điểm/1m^2 [Fitz, King and Kunesh, Trans. IChemE 77, part A, p.482 (1999)]. Như vậy, khi tăng số điểm tưới trên 1 m^2 thì hiệu suất đệm tăng không đáng kể, trong khi đó đường kính các lỗ sẽ giảm xuống và khả năng bít nghẽn lỗ tưới sẽ tăng lên.

Đối với cơ cấu phân phối lỏng kiểu lỗ (kiểu phổ biến nhất), quan hệ giữa áp suất và lưu lượng dòng được rút ra từ phương trình dòng chảy qua lỗ:

$$Q = 3{,}96.10^{-4}.K_D.n_D.d_h^2.h^{0,5} \qquad (7.138)$$

Ở đây: Q – lưu lượng dòng lỏng, m^3/h;

K_D – hệ số thắt dòng. Thường chọn $K_D = 0{,}707$ [Chen, Chem. Eng., p.40, March 5, 1984];

n_D – số lỗ;

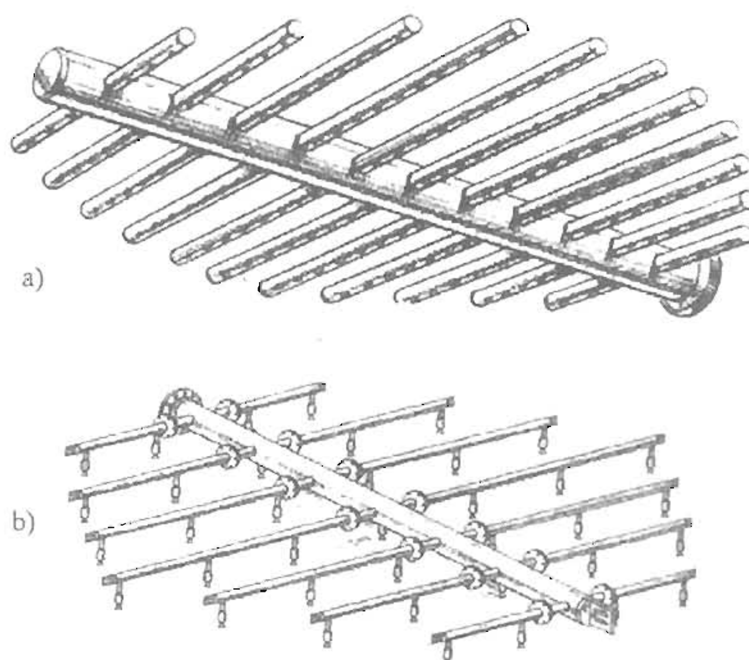
d_h – đường kính lỗ, mm;

h – áp suất của lỏng, mm.

Phương trình trên cho thấy, với lưu lượng lỏng Q cho trước, khi tăng số lỗ n_D sẽ dẫn đến hoặc đường kính lỗ d_h sẽ bị giảm xuống hoặc áp suất h của lỏng sẽ giảm xuống.

Trên hình 7.95 và 7.96 là một số loại cơ cấu phân phối lỏng dùng phổ biến trong chưng cất và hấp thụ. Phần thảo luận rất chi tiết về các loại cơ cấu phân phối lỏng cũng như các ưu nhược điểm của các loại cơ cấu phân bố lỏng này đã được Bonilla trình bày trong tài liệu [Chem. Eng. Progr., p.47, March 1993].

Bộ phân phối lỏng kiểu ống đục lỗ (hay còn gọi là kiểu ống thang) (hình 7.95a) được đục lỗ ở mặt dưới của ống. Kiểu này có giá thành thấp, tạo không gian lớn cho dòng hơi đi qua và không phụ thuộc vào gia tốc trọng trường g. Tuy nhiên, bộ phân phối lỏng trên được thiết kế điển hình cho trường hợp áp suất của dòng lỏng cao (từ 500 đến 1000 mm cột nước) và lớn hơn từ 5 cho đến 10 lần so với trường hợp bộ phân phối lỏng dưới tác dụng của lực trọng trường.



Hình 7.95. Các bộ phân phối lỏng dùng áp suất
a) Loại ống đục lỗ; b) Loại phun (hãng Koch – Glitsch)

Như vậy, theo phương trình (7.138), bộ phân phối lỏng này sẽ hoặc có số điểm tưới lỏng ít hơn hoặc sẽ phải sử dụng lỗ có đường kính bé hơn và dễ bị tắc hơn. Ngoài ra, khi tốc độ của lỏng trong lỗ cao sẽ làm tăng khả năng ăn mòn và bào mòn. Những nhược điểm nêu trên đã làm hạn chế đáng kể phạm vi ứng dụng của bộ phân phối lỏng loại ống đục lỗ.

Để hạn chế bớt các nhược điểm của bộ phân phối lỏng loại ống đục lỗ (loại ống thang), phiên bản sử dụng lực trọng lượng để phân phối lỏng đã được đề xuất. Theo phiên bản này, lỏng được chứa trong thùng chứa được đặt trực tiếp lên trên bộ phân phối lỏng và lỏng từ thùng chứa dưới tác dụng của lực trọng lượng sẽ chảy vào bộ phân phối.

Bộ phân phối lỏng kiểu phun (hình 7.95b) gồm các đầu ống có gắn các vòi phun ở mặt dưới. Các vòi phun điển hình có dạng hình côn với góc nghiêng lớn (thường là 120^0). Cơ cấu phân bố lỏng kiểu phun không phổ biến trong chưng cất nhưng lại phổ biến trong truyền nhiệt, trong rửa và tinh chế khí (đặc biệt là trong các tháp lọc dầu) và trong các tháp có đường kính bé khi chỉ cần sử dụng một vòi phun duy nhất. Các bộ phân phối loại này có giá thành không cao, có diện tích mở lớn để cho dòng khí đi qua và có khả năng làm việc tốt với các dòng lỏng lẫn các tạp chất cơ học nếu như được thiết kế đúng. Ngoài ra, các tia lỏng được tạo ra sẽ đóng góp một phần vào quá trình chuyển khối và truyền

nhiệt. Tuy nhiên, các tia lỏng được phun ra dưới góc nghiêng lớn sẽ tạo ra các vùng được tưới với mật độ quá lớn và những vùng được tưới với mật độ không đủ. Ngoài ra, các tia lỏng được phun ra có thể không đồng đều và bản thân các vòi phun có xu thế bị ăn mòn, bào mòn và bị hỏng hóc. Đối với các chất lỏng bị làm quá lạnh ở mức độ cao, góc phun tia có thể bị co hẹp lại nếu lỏng được đẩy ra khỏi cơ cấu phun với mức chênh lệch áp suất cao (từ 100 đến 150 kPa) [Fractionation Research Inc., "A spray Collapse Study", motion picture 919, Stillwater, Okla.,1985]. Thiết kế bộ phân phối lỏng kiểu phun và cách sắp xếp bố trí các vòi phun mang nặng tính chất kinh nghiệm. Ngoài ra, các vòi phun để phân phối lỏng cũng tạo ra một lượng lỏng đáng kể bị cuốn theo dòng khí từ lớp đệm dưới lên lớp đệm phía trên [Trompiz and Fair, Ind. Eng. Chem. Res.,39 (6), 1797 (2000)].

Bộ phân phối lỏng kiểu khay đục lỗ (hình 7.96a) và kiểu tuynen đục lỗ (hình 7.96b) có đục lỗ trên mặt của khay để cho dòng lỏng đi xuống dưới và có lắp các ống tròn (hình 7.96a) hoặc các ống chữ nhật (hình 7.96b) để cho dòng hơi đi từ dưới lên. Khi cơ cấu trên được sử dụng để phân phối lỏng thì phía trên các ống hơi tròn và các ống hơi chữ nhật phải đặt các nón che để tránh không cho lỏng chảy từ lớp đệm phía trên đi vào các ống. Không giống như trong trường hợp bộ phân phối lỏng kiểu ống đục lỗ và kiểu phun (làm việc do chênh lệch áp suất), bộ phân phối lỏng kiểu khay đục lỗ và tuynen đục lỗ hoạt động dưới tác dụng của lực trọng lượng, và vì vậy lỏng ở đây có áp suất nhỏ hơn nhiều (phổ biến ở mức 100 đến 150 mm tại lưu lượng tối đa). Theo phương trình (7.138), nếu như áp suất của lỏng giảm xuống thì hoặc số điểm tưới lỏng sẽ tăng lên và vì vậy chất lượng phân bố lỏng cũng sẽ tăng lên hoặc đường kính lỗ tăng lên sẽ giảm được khả năng gây tắc nghẽn. Tuy nhiên, khi tốc độ dòng lỏng càng giảm xuống thì thời gian lưu sẽ tăng lên và đối với khay hở (hoặc máng hở) có đục lỗ xu thế tắc nghẽn lỗ sẽ tăng cao hơn so với các bộ phân phối lỏng dùng áp suất.

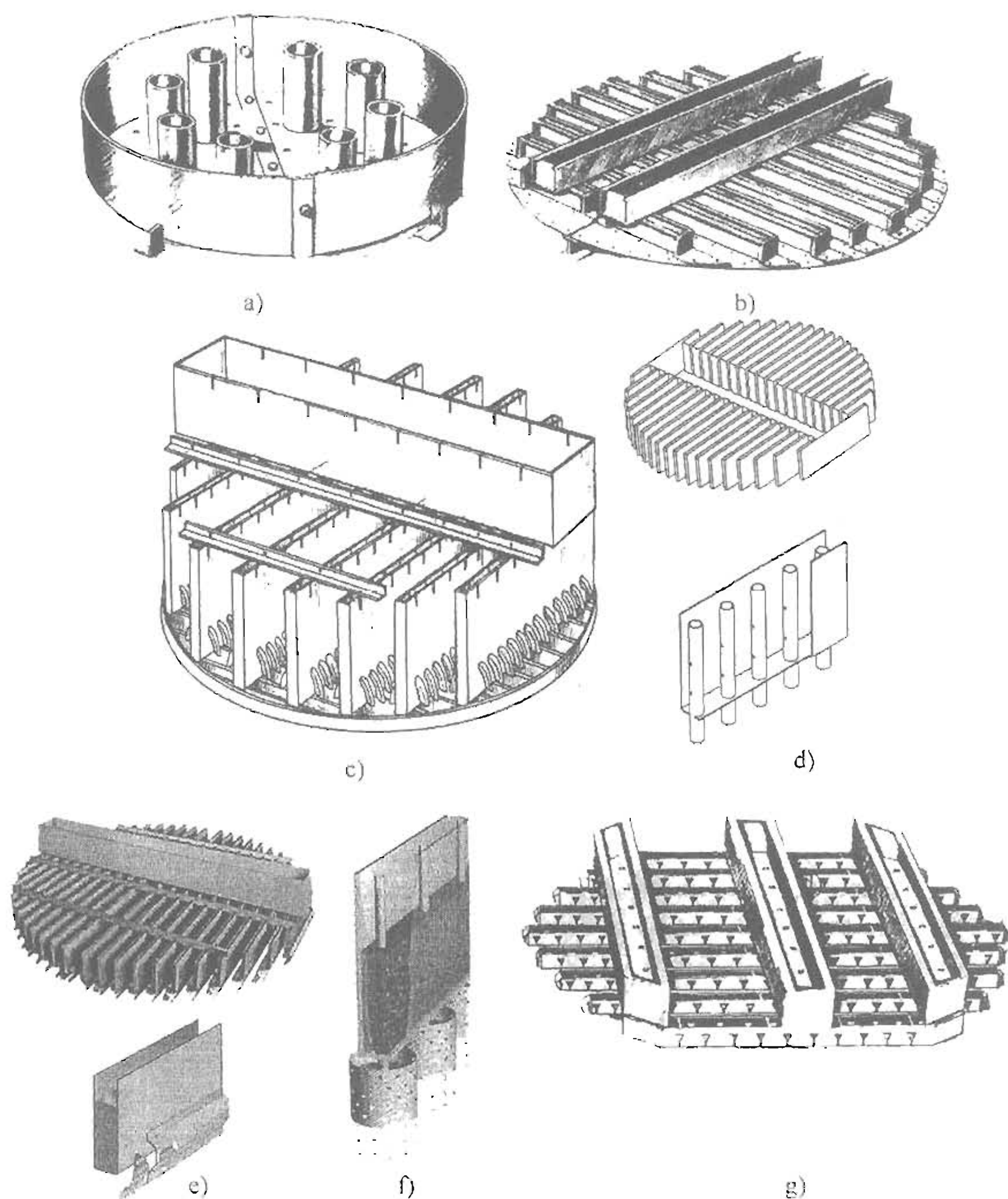
Để có được các bộ phân phối lỏng kiểu khay đục lỗ và kiểu tuynen đục lỗ làm việc tốt, thì điều căn bản là phải có được sự phân bố lỗ tốt và tránh tạo ra các ống hơi (máng dẫn hơi) quá khổ (quá kích thước cần thiết).

Các bộ phân phối lỏng kiểu lỗ có ưu điểm là có thể tự gom lỏng, và đây là các cơ cấu phân phối lỏng phổ biến nhất. Các bộ phân phối kiểu này sẽ được ưu tiên sử dụng khi tải trọng lỏng của tháp đủ cao để có thể tạo ra đường kính lỗ đủ lớn để tránh hiện tượng tắc nghẽn khi phân phối lỏng (d_h > 12 mm).

Bộ phân phối lỏng kiểu kênh – lỗ (hình 7.96c - f) là một số kiểu phân phối lỏng được sử dụng phổ biến nhất. Kết cấu kiểu kênh cho phép loại bỏ nhiều các mối ghép nối như ở trong các bộ phân phối lỏng kiểu khay đục lỗ, và vì vậy các bộ phân phối lỏng kiểu này có khả năng chống rò rỉ lỏng cao hơn nhiều so với loại khay đục lỗ. Đây là ưu điểm lớn nhất của bộ phân phối lỏng kiểu kênh – lỗ khi sử dụng trong các tháp có đường kính lớn và lưu lượng dòng lỏng nhỏ. Lỏng từ các hộp chứa trung tâm (hình 7.96c,e) hoặc từ kênh ở giữa (hình 7.96d) sẽ chảy định lượng vào các kênh. Các kênh này có thể được đục lỗ ở mặt đáy nhưng thường các lỗ được ưu tiên đục ở một khoảng cách nhất định cách mặt đáy để tăng khả năng chống tắc nghẽn. Các ống (hình 7.96c,d,f) hoặc các tấm chắn (hình 7.96e) sẽ hướng các dòng lỏng đi từ các lỗ xuống lớp đệm ở phía dưới.

Các bộ phân phối lỏng kiểu kênh – lỗ không tự gom được các dòng lỏng chảy từ trên xuống. Vì vậy, khi sử dụng các loại bộ phân phối lỏng này cho mục đích phân phối lại dòng lỏng thì cần phải lắp thêm bộ gom lỏng ở phía trên các bộ phân phối này.

Theo phương trình (7.138), phạm vi thay đổi tải trọng (khoảng làm việc) của các bộ phân phối lỏng kiểu lỗ bị giới hạn trong khoảng 2 : 1 (tải trọng lớn nhất : tải trọng nhỏ nhất = 2 : 1). Ví dụ nếu giảm áp suất của lỏng từ 100 mm xuống đến 25 mm (theo thiết kế) thì lưu lượng của dòng lỏng sẽ giảm hai lần. Nếu áp suất của lỏng tiếp tục giảm thì chất lượng tưới lỏng cho lớp đệm sẽ giảm đáng kể và rất nhạy cảm với thay đổi của mức lỏng ở trong bộ phân phối. Khoảng làm việc của các bộ phân phối lỏng kiểu lỗ có thể được mở rộng ra bằng cách sử dụng hai dãy ống ở về hai phía của các kênh (hình 7.96c) hoặc bằng cách sử dụng các lỗ ở trên thành ống (hình 7.96d hoặc e).



Hình 7.96. Các bộ phân phối lỏng dùng lực trọng trường
a) Kiểu khay đục lỗ; b) Kiểu tuynen đục lỗ; c, Kiểu kênh – lỗ; d) Kiểu máng – lỗ, e) Kiểu đĩa máng – lỗ – phun lỏng; f) Kiểu máng – lỗ hai cấp; g) Kiểu máng khía rãnh chữ V

Bộ phân phối lỏng sử dụng ống có đục lỗ (hình 7.96d) là một phương án khác khá phổ biến của bộ phân phối lỏng kiểu máng đục lỗ và khay đục lỗ. Các lỗ nhỏ ở phía dưới sẽ làm việc tốt khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ. Trong khi đó, các lỗ to ở phía trên sẽ làm việc khi lưu lượng dòng lỏng tăng cao. Bộ phân phối lỏng loại ống có đục lỗ không nên sử dụng khi nhiệt độ điểm sương của hơi cao hơn nhiều so với nhiệt độ sôi của lỏng vì khi đó lỏng có thể sôi ở trong ống và gây ra hiện tượng cạn kiệt lỏng ở phía dưới [Kister, Stupin and Oude Lenferink, IChemE. Symp. Ser. 152, p.409, London (2006)].

Bộ phân phối lỏng kiểu đĩa máng – lỗ – phun lỏng là một trong những kiểu cơ cấu phân bố phổ biến (hình 7.96e). Đĩa phun lỏng sẽ lan truyền lượng lỏng chảy xuống theo toàn bộ chiều dài của đĩa và bằng cách này có thể giảm được số điểm tưới lỏng. Đây chính là ưu điểm đáng kể khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ vì khi số điểm tưới lỏng giảm xuống thì đường kính của lỗ sẽ tăng lên và khả năng tắc nghẽn lỗ sẽ giảm xuống. Khi sử dụng bộ phân phối lỏng kiểu đĩa máng – lỗ – phun lỏng cần phải tránh hiện tượng sôi của lỏng ở trong ống.

Bộ phân phối lỏng kiểu máng – lỗ hai cấp (hình 7.96f) cũng là bộ phân phối có thể tạo được sự phân phối tốt của lỏng và tránh được việc phải sử dụng các lỗ có đường kính bé có nguy cơ tắc nghẽn cao khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ. Tại cấp đầu tiên của bộ phân phối lỏng này, số điểm tưới lỏng được sử dụng ít hơn. Lỏng từ cấp này sẽ được tiếp tục phân chia ở cấp sau. Cấp thứ hai có kích thước nhỏ vì vậy việc tạo mức lỏng và những thay đổi nhỏ về lưu lượng dòng không phải là những vấn đề lớn phải quan tâm. Ở cấp thứ hai của bộ phân phối lỏng, có thể sử dụng cùng một nguyên tắc phân chia dòng lỏng như ở cấp thứ nhất, hoặc cũng có thể sử dụng nguyên tắc khác. Ngay cả các lớp đệm cấu trúc có chiều cao nhỏ cũng có thể được sử dụng như là cấp phân lỏng thứ hai.

Bộ phân phối lỏng kiểu máng khía rãnh chữ V (hình 7.96g) gồm có các máng có khía các rãnh chữ V và đặt song song với nhau. Bộ phân phối lỏng kiểu này tuân theo phương trình dòng chảy qua rãnh hình tam giác (thay cho phương trình dòng chảy qua lỗ), và vì vậy lưu lượng qua rãnh tam giác sẽ tỷ lệ thuận với $h^{2,5}$ (thay cho số hạng $h^{0,5}$ trong phương trình dòng qua lỗ). Do số mũ trong số hạng chiều cao h cao hơn nên bộ phân phối lỏng dạng này nhạy cảm cao với mức chất lỏng trong máng và với gradient thủy lực. Vì lý do này nên trong bộ phân bố lỏng loại này rất khó phối hợp một số lượng lớn các điểm phân phối lỏng.

Ở bộ phân phối lỏng trên, do lỏng chảy ra phía ngoài của máng nên sẽ khó dự đoán vị trí lỏng chạm vào đệm. Trong một số trường hợp để hướng lỏng chảy từ bộ phân phối xuống đệm có thể lắp thêm các tấm chắn. Nhìn chung, chất lượng phân phối lỏng của bộ phân phối lỏng kiểu này thấp hơn so với các bộ phân phối lỏng loại lỗ, do đó các bộ phân phối lỏng loại này ít được phổ biến. Tuy nhiên, bộ phân phối lỏng loại này có ưu điểm là ít nhạy cảm với khả năng tắc nghẽn và với môi trường ăn mòn, cũng như có khả năng thích nghi với lưu lượng dòng lỏng cao và có khoảng làm việc khá rộng.

Đối với tất cả loại cơ cấu phân phối lỏng kiểu máng, đặc biệt với kiểu khía rãnh chữ V, cần phải tránh gradient thủy lực quá cao. Điều này có thể đạt được bằng cách chia nhỏ hộp chứa chất lỏng chung thành nhiều hộp chứa chất lỏng nhỏ hơn.

Gradient thủy lực sẽ có giá trị lớn nhất tại các cửa lỏng đi vào các máng và đạt giá trị bằng 0 tại đầu kia của máng. Gradient thủy lực của lỏng (giữa đầu vào máng của lỏng và đầu cuối của máng) có thể tính theo công thức trong tài liệu tham khảo [Moore và Rukovena, Chem. Plants and Process (European ed.), p.11, August 1987]:

$$h_{hg} = 51.v_H^2 \tag{7.139}$$

Trong đó: h_{hg} – áp suất do gradient thủy lực tạo ra, mm;

v_H – tốc độ của dòng lỏng trong máng theo phương ngang, m/s

7.7.2.2. Bộ dẫn dòng vào tháp – Bộ phân phối hơi

Khi dòng hỗn hợp đầu hoặc dòng lỏng hồi lưu được đưa nhanh vào tháp, thì trước khi lỏng đi vào bộ phân phối cần phải tách phần hơi ra khỏi dòng lỏng. Khi tốc độ dòng nhỏ, việc tách hơi ra khỏi lỏng có thể đạt được bằng cách sử dụng ống dẫn rỗng (hình 7.97a). Trong một số trường hợp có thể chỉ cần đơn giản sử dụng ống dẫn có tấm chắn chữ V (hình 7.97b) để làm ống dẫn lỏng hoặc để phân phối hơi.

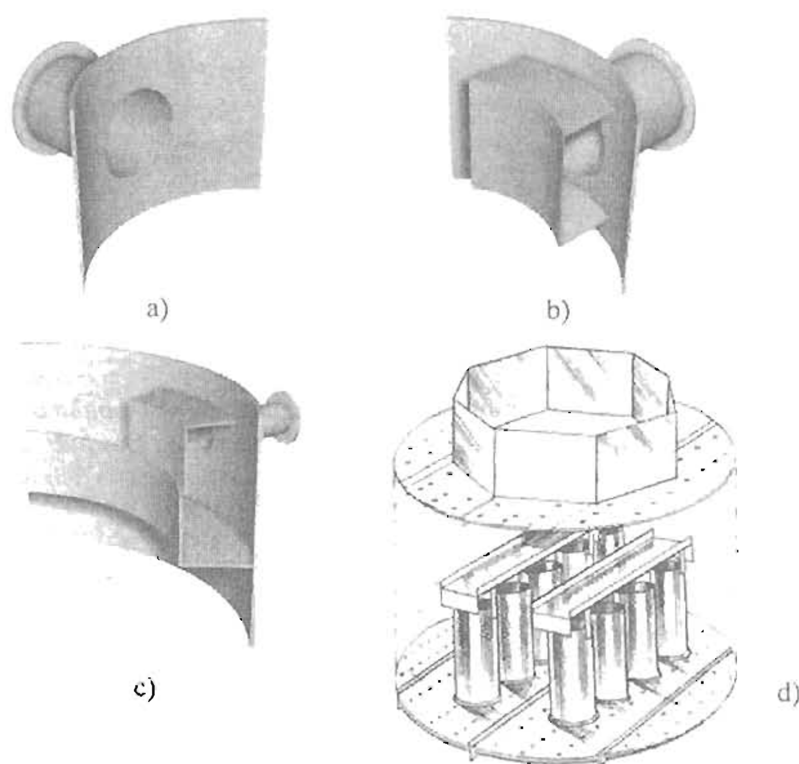
Trong các tháp có đường kính nhỏ (D_T < 1,5 m), để tách lỏng – hơi và để phân phối dòng tốt hơn, có thể sử dụng buồng cung cấp (hình 7.97c) để tách lỏng ra khỏi phần hơi. Lỏng sau khi gom được sẽ

chảy qua ống chảy chuyền xuống phía dưới rồi đi vào bộ phân phối lỏng. Buồng cung cấp có thể có vành dẫn chất lỏng theo chu vi của tháp (hình 7.97c) hoặc dẫn lỏng vào tâm của tháp.

Bộ phân phối kiểu hành lang (hình 7.97d) được ưu tiên sử dụng trong các tháp có đường kính lớn. Dòng lỏng đi vào vùng làm việc của đĩa trên cùng (vùng hành lang) và tại đây hơi được tách ra khỏi lỏng và đi lên phía trên, còn lỏng sẽ đi qua các lỗ hoặc đi qua các ống xuống phía dưới và đi vào bộ phân phối lỏng ở phía dưới. Ngoài ra, trong một số trường hợp bình phân ly lỏng – hơi đặt bên ngoài tháp cũng có thể được sử dụng để tách phần hơi ra khỏi dòng lỏng đi vào tháp.

Vành hơi (hình 7.98a) là bộ phân phối duy nhất dùng để dẫn dòng hơi có tốc độ cao vào trong tháp. Ở đây, hơi là pha liên tục còn lỏng có mặt trong dòng hơi ở dạng các giọt lỏng lơ lửng. Vành hơi thông thường sẽ được sử dụng khi dòng vào tháp phải tạo ra được một lượng lớn hơi chuyển động lên lớp đệm ở phía trên của tháp. Ví dụ điển hình là dòng vào tháp tinh chế chân không, vào các tháp tách dầu thô và dòng vào là dung dịch có nồng độ cao của tháp tái sinh cácbonát ở nhiệt độ cao.

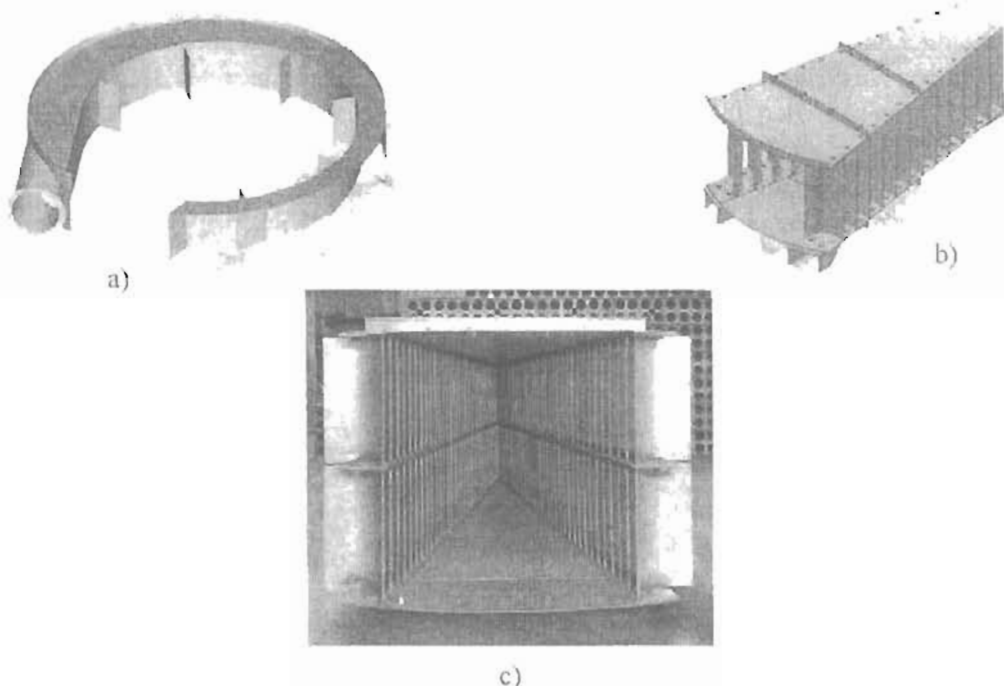
Tấm chắn có hình xoắn theo phương tiếp tuyến hoặc vành hơi được bao bọc kín ở phía trên và được để hở ở phía dưới đáy, đi theo đường xoắn ốc xuống phía dưới, được sử dụng để đưa dòng vào tháp. Tấm chắn sẽ buộc dòng hơi phải đi theo đường chu tuyến của bình khi dãn ra và giảm tốc độ. Các giọt lỏng do có khối lượng riêng lớn hơn, có xu thế văng ra phía thành của tháp, và làm cho hướng chuyển động lỏng chệch xuống phía dưới. Bằng cách như vậy, lượng lỏng đi theo dòng hơi lên phía trên sẽ được giảm xuống. Các lực mạnh do xoáy lốc có tốc độ cao và do dòng hơi đi vào tháp với tốc độ cao tạo ra sẽ được chủ yếu do toàn bộ thành tháp hấp thu mà không phải chỉ do một phần nhỏ diện tích nào đó của tháp hấp thu. Chính vì vậy, ở ngay sát thành tháp có thể lắp thêm đĩa để giảm năng lượng của lỏng. Trong một số thiết kế, các khe hở được tạo bởi các cánh hướng dòng ở phía bên trong của thành được dùng để dẫn dòng.



Hình 7.97. Bộ dẫn lỏng vào tháp và bộ phân phối hơi

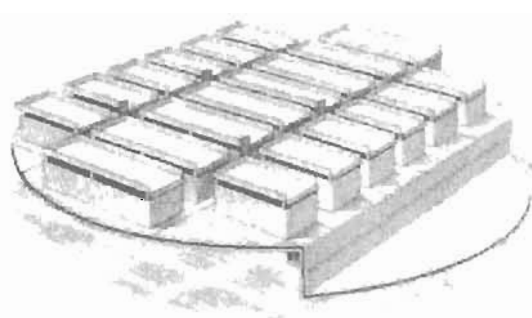
a) Ống dẫn rỗng; b) Ống dẫn có tấm chắn chữ V; c) Buồng cung cấp có vành dẫn lỏng theo chu vi của tháp (lỏng được gom ở cuối vành dẫn và chảy qua ống chảy truyền xuống phía dưới và đi vào bộ phân phối lỏng); d) Bộ phân phối kiểu hành lang (lỏng đi vào vùng làm việc của hành lang (đĩa trên cùng))

Ngoài ra, các bộ khuếch tán hình tam giác có nhiều cánh định hướng (hình 7.98b,c) như bộ khuếch tán của Schoepentoeter đã được sử dụng thành công để dẫn dòng gồm chủ yếu là hơi và có tốc độ cao vào trong tháp. Trong các bộ khuếch tán trên, các vòi phun theo hướng kính được sử dụng (khác với trường hợp dùng vòi phun theo phương tiếp tuyến). Các cánh hướng dòng sẽ chặn lỏng lại và hướng lỏng đi xuống phía dưới và đồng thời hơi sẽ được dẫn theo hướng đường kính của tháp. Fan và các cộng sự [IChemE Symp. Ser. 142, 899 (1997)] đã tiến hành thử nghiệm trên tháp quy mô bán sản xuất cũng như đã tiến hành so sánh các kết quả về phân bố hơi và lượng lỏng bị cuốn theo cho trường hợp sử dụng ống vầy nước, vành hơi và các bộ khuếch tán hơi hình tam giác. Nhìn tổng thể, cả ở góc độ phân bố hơi, lượng lỏng bị cuốn theo hơi và trở lực, vành hơi cho kết quả làm việc tốt nhất và kế đến là các bộ khuếch tán có các cánh định hướng. Tuy nhiên, các kết cấu của các bộ dẫn dòng vào tháp được đem so sánh ở trên chưa được tối ưu hóa, vì vậy phần so sánh ở trên có thể chỉ phản ánh được sự sai khác so với các kết cấu tối ưu, nhưng chưa phản ánh được các sai khác thực tế giữa các loại kết cấu dẫn dòng ở trên.



Hình 7.98. Cơ cấu dẫn dòng tốc độ cao vào tháp và các bộ phân phối hơi
a) Vành hơi; b) Bộ phân phối hơi có các cánh định hướng theo hướng kính
c) Bộ phân phối hơi hình tam giác có các cánh định hướng của Schoepentoeter

Các dòng chỉ có hơi vào tháp ở tốc độ thấp có thể được dẫn bằng các vòi phun rỗng hoặc bằng các ống dẫn có gắn tấm chắn chữ V. Ở tốc độ cao hơn của dòng, ống dẫn hơi có đục lỗ có thể được sử dụng. Ở tốc độ dòng cao, để dẫn hơi thường ưu tiên sử dụng vành hơi và bộ khuếch tán hơi hình tam giác có các cánh định hướng. Ngoài ra phía trên bộ dẫn dòng vào tháp cũng có thể lắp đặt thêm bộ phân phối hơi.



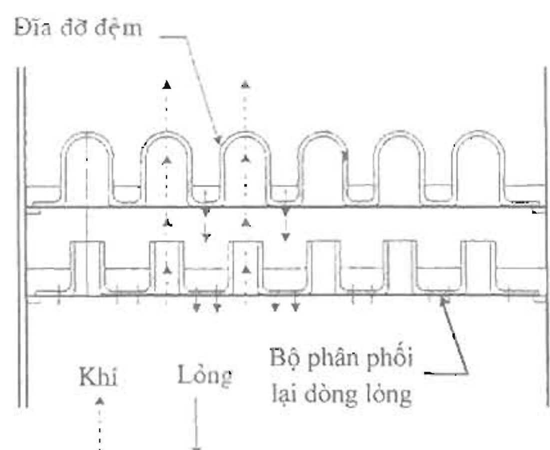
Hình 7.99. Bộ phân phối hơi kiểu đĩa có gắn các ống hơi

Bộ phân phối hơi kiểu đĩa trên có gắn các ống hơi có thể được sử dụng (hình 7.99). Ở bộ phận phối này, lỏng được gom trên đĩa, sau đó chảy qua ống chảy truyền xuống dưới (hoặc chảy ra ngoài), còn hơi đi qua các ống hơi lên phía trên. Để bộ phân phối hơi làm việc hiệu quả, chênh lệch áp suất phía dưới và phía trên ống hơi phải đủ lớn để khắc phục được sự không đều trong phân bố dòng hơi. Chênh lệch áp suất này nên được chọn ít nhất bằng áp suất do tốc độ của dòng đi qua vòi phun vào tháp tạo ra [Strigle, Random Packing and Packed Tower, Gulf Publishing, Houston, Tex.,1987] và thường nằm trong khoảng 25 ÷ 200 mm cột nước.

7.7.2.3. Bộ phận phối lại dòng lỏng

Các bộ phân phối lại dòng lỏng được sử dụng để gom lỏng chảy từ thành tháp xuống và để sau đó phân phối đồng đều lại trên bề mặt của lớp đệm. Các bộ phân phối lại dòng lỏng cũng có nhiệm vụ làm giảm đến mức tối đa mức độ không đồng đều trong phân bố dòng xuất hiện ở trong lớp đệm.

Một bộ phân phối lại dòng lỏng đầy đủ sẽ đảm nhận đồng thời các nhiệm vụ của một lưới đỡ đệm và nhiệm vụ của một bộ phân phối dòng lỏng. Phương án thiết kế điển hình của bộ phân phối lại lỏng đầy đủ xem trên hình 7.100.



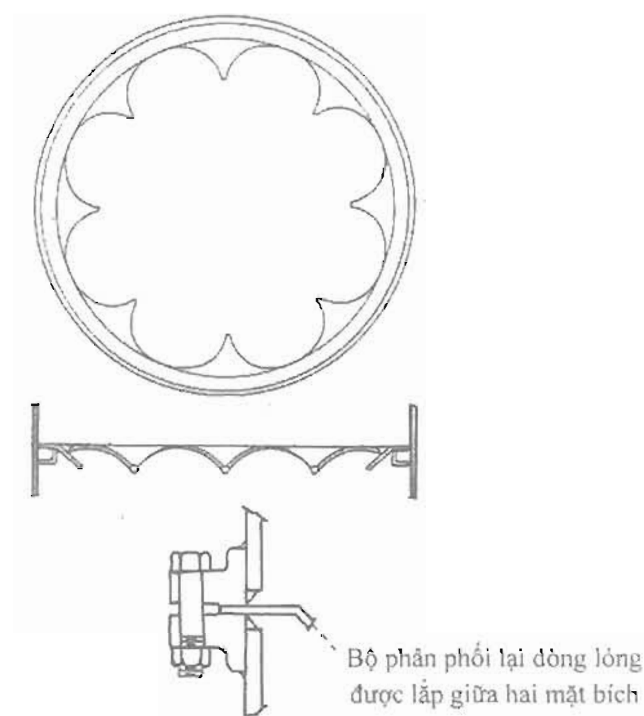
Hình 7.100. Bộ phân phối lại dòng lỏng đầy đủ

Bộ phân phối lại dòng lỏng kiểu "vòng – tường"

Bộ phân phối lại dòng lỏng này bao gồm một vòng gắn ngay sát thành tháp và vòng này gom chất lỏng chảy từ thành tháp và hướng dòng lỏng chảy về tâm của tháp. Bộ phân phối lại dòng lỏng kiểu này thỉnh thoảng được sử dụng trong các tháp có đường kính bé $D_T \leq 0{,}6$ m. Khi chọn bộ phân phối lại dòng lỏng kiểu trên phải chú ý để vòng gắn vào thành tháp không thu hẹp quá mức diện tích cho dòng khí đi qua nhằm tránh hiện tượng sặc cục bộ đệm. Một phương án thiết kế tốt của bộ phân phối lại dòng lỏng kiểu "vòng – tường" của hãng Norton Co. được thể hiện trên hình 7.101.

Chiều cao tối đa của một lớp đệm khi không cần sử dụng bộ phân phối lại dòng lỏng phụ thuộc vào loại đệm và loại quá trình. Quá trình chưng cất thường ít nhạy cảm hơn với hiện tượng phân bố không đều của dòng so với quá trình hấp thụ và quá trình nhả khí. Theo quy tắc chung thì chiều cao của một lớp đệm không được vượt quá 3 lần đường kính tháp cho đệm loại vòng Raschig và không vượt quá 8 ÷ 10 lần đường kính tháp cho đệm loại vòng Pall và đệm loại yên ngựa.

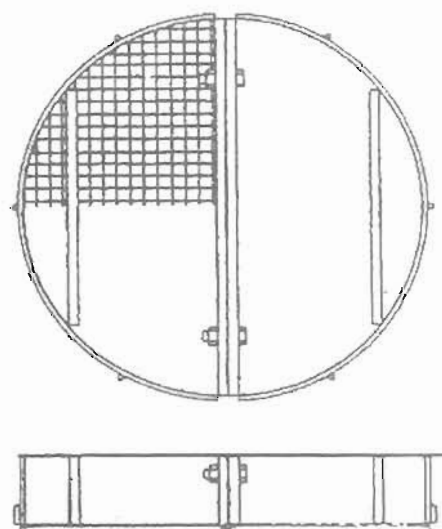
Trong các tháp đường kính bé, chiều cao lớp đệm còn bị giới hạn bởi khả năng chịu tải trọng tối đa của lưới đỡ đệm và của thành tháp. Theo tiêu chuẩn này chiều cao tối đa của lớp đệm khoảng 8 m.



Hình 7.101. Bộ phận phối lại dòng lỏng kiểu "vòng – tường" của hãng Norton Co

7.7.3. Đĩa chặn đệm

Ở tốc độ cao của dòng khí hoặc do vận hành tháp không đúng, lỏng có thể dâng lên, khi đó các lớp trên cùng của đệm có thể chuyển sang trạng thái lỏng giả (trạng thái lơ lửng). Ở những điều kiện như trên đệm chế tạo bằng gốm – sứ có thể bị vỡ và các mảnh vỡ vụn của đệm có thể chui vào lớp đệm ở phía dưới và có thể gây ra tắc nghẽn đệm. Cũng ở các điều kiện như trên đệm bằng kim loại hoặc bằng nhựa có thể bị thổi bay lên trên. Để tránh các hiện tượng trên, ở mặt trên cùng của lớp đệm cần phải lắp đĩa chặn đệm. Kết cấu điển hình của đĩa chặn đệm xem hình 7.102.



Hình 7.102. Cấu tạo đĩa chặn đệm (Norton Co.)

Trong một số trường hợp, để ngăn chặn hiện tượng giãn nở lớp đệm có thể xảy ra khi trở lực của lớp đệm lớn, có thể sử dụng bộ giới hạn lớp đệm bằng kim loại hoặc bằng nhựa. Các bộ giới hạn lớp đệm có cấu tạo tương tự như các bộ chặn đệm nhưng nhẹ hơn và thường được gắn cố định vào thành tháp. Diện tích mở của các đĩa chặn đệm và của các bộ giới hạn lớp đệm phải đủ nhỏ để có thể giữ yên được đệm, nhưng đồng thời không được hạn chế lưu lượng của dòng lỏng và dòng khí.

7.7.4. Phương pháp nạp đệm vào trong tháp

Đệm kim loại và đệm gốm sứ thường được đổ dần dần vào tháp đã có chứa một lượng nước nhất định (tháp ướt) để đảm bảo phân bố đệm thực sự là ngẫu nhiên (đệm đổ lộn xộn ≡ đệm ngẫu nhiên) và cũng để tránh không làm hỏng đệm (vì khi đổ như vậy đệm sẽ rơi vào trong nước). Mức nước ở trong tháp trong suốt thời gian nạp đệm phải cao hơn mức đệm.

Nếu như đệm bắt buộc phải nạp khô vào trong tháp (để tránh cho lỏng của quá trình không bị nhiễm bẩn do nước tạo ra) thì đệm cần phải cho vào thùng chứa nhỏ, sau đó hạ thấp dần vào trong tháp và đổ trực tiếp lên bề mặt của lớp đệm đã nạp trước đó. Đệm gốm sứ không được đổ vào tháp từ độ cao vượt quá 0,5 m.

7.8. MỘT SỐ YẾU TỐ KHÁC ẢNH HƯỞNG TỚI HIỆU SUẤT CỦA ĐỆM

7.8.1. Lượng lỏng bị giữ lại trong đệm

Lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm chính là lượng lỏng có mặt trong thể tích tự do của lớp đệm. Một lượng lỏng hợp lý bị giữ lại trong lớp đệm là yếu tố cần thiết để có được quá trình chuyển khối tốt và để tháp làm việc đạt hiệu suất tốt. Tuy nhiên nếu lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm vượt ra ngoài phạm vi hợp lý, hiệu suất của đệm sẽ giảm xuống. Khi một lượng lớn lỏng bị giữ lại trong lớp đệm trở lực của lớp đệm sẽ tăng lên, khối lượng của toàn lớp đệm sẽ tăng lên, tải trọng của lưới đỡ đệm ở phần đáy của lớp đệm và của tháp sẽ tăng lên và thời gian thoát lỏng cũng sẽ tăng lên.

Lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm sẽ rất quan trọng trong trường hợp tiến hành chưng cất các hợp chất không bền nhiệt. Nếu lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm tăng lên quá mức cần thiết thì khả năng phân hủy các chất và khả năng tắc nghẽn đệm sẽ tăng lên. Trong trường hợp nếu trong tháp khi có các chất bị phân hủy tạo thành các chất độc hại thì có thể sẽ xuất hiện hàng loạt các hiện tượng không mong muốn và phải có các giải pháp để xử lý.

Ảnh hưởng của lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi đến lượng lỏng bị giữ lại trong tháp được thể hiện trên hình 7.103 và trên hình 7.104. Ở tại một tải trọng cho trước, lượng lỏng bị giữ lại trong tháp cơ bản không phụ thuộc vào tốc độ của pha khí nhưng lại phụ thuộc nhiều vào lưu lượng dòng lỏng và kích thước của đệm. Đệm có kích thước càng nhỏ và lưu lượng dòng lỏng càng cao thì lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm sẽ càng lớn.

Lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm có thể tính được theo phương trình [Buchanan, Ind. Eng. Chem. Fund. ,400 (1967)]:

$$h_0 = 2{,}2.\left(\frac{\mu_l' u_l}{g\rho_l d_p^2}\right)^{1/3} + 1{,}8.\left(\frac{u_l^2}{g d_p}\right)^{1/2} \qquad (7.140)$$

Ở đây: h_0 – thể tích chất lỏng bị giữ lại trong đệm tính theo một đơn vị thể tích của lớp đệm ở điều kiện làm việc, m^3/m^3;

μ_l' – độ nhớt của lỏng, Pa.s;

u_l – tốc độ của lỏng, m/s;

g – gia tốc trọng trường, m/s^2;

ρ_l – khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3;

d_p – kích thước danh nghĩa của đệm, m.

Đối với loại đệm đổ lộn xộn thế hệ thứ hai và thứ ba, cũng như cho một số loại cấu trúc, để đánh giá lượng lỏng bị giữ lại trong đệm có thể sử dụng các phương trình của Billet và Schultes [IChemE. Symp. Ser. 104, A159 (1987)], của Mackowiak [Fluiddynamik von Kolonnen mit Modernen FüllKörpern und Packungen für Gas/ Flüssigkeitssysteme, Otto Salle Verlag, Frankfurt am Main, and Verlag Sauerländer, Aarau, 1991] và của Mersmann và Deixler [Chem. Ing. Tech. 58 (1), 19 (1986)].

Stichlmair và Fair [Distillation principles and practice, Wiley – VCH, New York, 1998] đã chỉ ra rằng lượng lỏng bị giữ lại trong đệm trước tiên là hàm số chuẩn của Froude, của diện tích bề mặt riêng của đệm và của các tính chất vật lý của hệ. Theo ý kiến của các tác giả này, phương trình Engel – Stichlmair – Geipel có thể dùng để đánh giá lượng lỏng bị giữ lại trong đệm ở chế độ tải trọng cho trước của đệm [Ind. Eng. Chem. Symp. Ser. 142, 939 (1997)]:

$$h_{L0} = 0{,}93.\left(\frac{u_L^2 a_p}{g}\right)^{1/6}.\left(\frac{\mu_L^2 a_p^3}{\rho_L^2 g}\right)^{1/10}.\left(\frac{\sigma a_p^2}{1000\rho_L g}\right)^{1/8} \quad (7.141)$$

Ở đây: h_{L0} – lượng lỏng bị giữ lại trong tháp, m^3/m^3 thể tích của lớp đệm;

u_L – tốc độ của dòng lỏng, m/s;

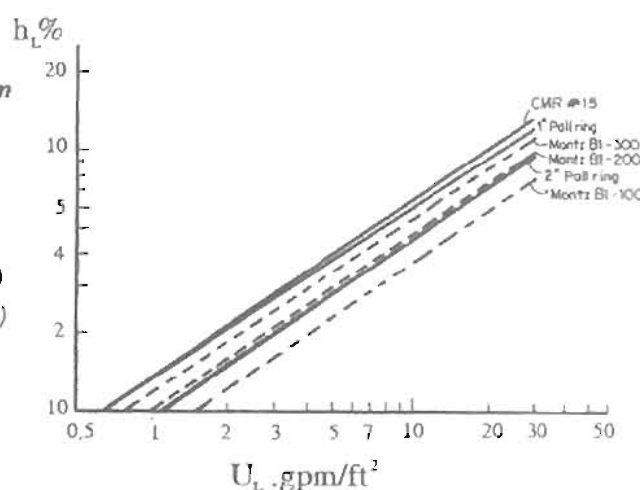
a_p – diện tích bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3;

g – gia tốc trọng trường, m/s^2;

μ_L – độ nhớt của lỏng, kg/(m.s);

σ – sức căng bề mặt, mN/m.

Phương trình trên chỉ chứa một thông số hình học duy nhất của đệm đó là diện tích bề mặt riêng của đệm a_p (m^2/m^3) (xem bảng 7.37 và 7.38).



Hình 7.103. Lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm

Hệ không khí – nước

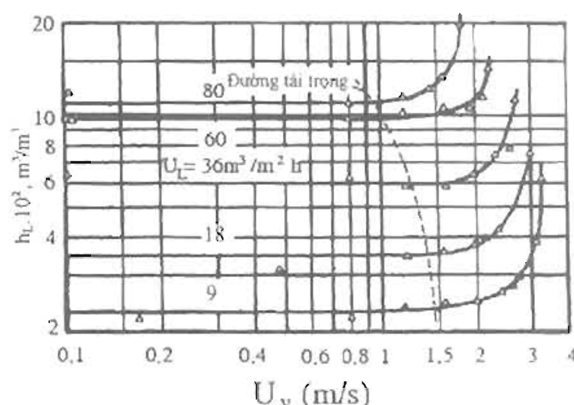
——— Đệm loại đổ lộn xộn

- - - - - - Đệm cấu trúc

(Trục hoành : u_L – lưu lượng dòng lỏng, gpm/ft^2

Trục tung: h_L – lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm, %)

Chú ý: Để chuyển đơn vị từ gpm/ft^2 sang $m^3/(m^2h)$ phải nhân với hệ số 2,444485



Hình 7.104. Ảnh hưởng của lưu lượng dòng lỏng và dòng khí đến lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm của đệm loại đổ lộn xộn hiện đại NorPac – 25 mm.

(U_v – tốc độ của dòng khí, m/s

U_L – tốc độ của dòng lỏng, $m^3/m^2.h$

h_L – lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm, m^3/m^3)

- - - - đường tải trọng

7.8.2. Lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất

Lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất (lưu lượng thấm ướt nhỏ nhất) là giới hạn dưới của chế độ làm việc ổn định của đệm. Khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ hơn lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất, lớp màng lỏng ở trên bề mặt của đệm sẽ bị ngắt quãng và hiện tượng khô bề mặt đệm sẽ xảy ra. Khi đó, diện tích bề mặt tiếp xúc pha sẽ giảm xuống và hiệu suất đệm cũng sẽ giảm xuống.

Schmidt [IChemE. Symp. Ser. 56, 3.1/1 (1979)] đã mô tả lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất như một hàm số phụ thuộc vào cân bằng lực tại mảng khô của đệm nằm trên đường đi từ trên xuống của màng lỏng. Tại mảng khô này, lực trọng lượng và lực nhớt chống lại sự làm khô đệm. Trong khi đó, lực sức căng bề mặt và lực cắt ngang của dòng hơi lại có xu thế làm khô lớp màng. Vì vậy, lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất sẽ tăng lên khi sức căng bề mặt và khối lượng riêng của lỏng tăng lên, cũng như khi độ nhớt của lỏng giảm xuống. Ngoài ra, khi kích thước đệm tăng lên và các đặc trưng thấm ướt bề mặt của đệm kém cũng sẽ làm cho lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất sẽ tăng lên.

Schmidt cũng đã đưa ra phương trình cơ bản để dự đoán lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất của đệm loại vòng Raschig và vòng Pall. Tuy nhiên, để dự đoán lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất, các quy tắc chọn của Glitsch lại được sử dụng rộng rãi hơn [Bảng 7.42; Glitsch, Inc. (now Koch – Glitsch), Bulletin 345, Dallas Tex., 1986] cho loại đệm đổ lộn xộn kiểu CMR có diện tích bề mặt riêng khoảng a_p = 200 m^2/m^3.Kister [Distillation Design, McGraw – Hill, New York, 1992] đã mở rộng các quy tắc trên cho các loại đệm đổ lộn xộn khác bằng cách sử dụng mô hình của Schmidt và đã nhận được biểu thức sau:

$$Q_{mw} = (Q_{mw\ \text{tra bảng 7.42}}) \cdot (200/a_p)^{0,5} \qquad (7.142)$$

Ở đây: Q_{mw} – lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất, $m^3/(m^2.h)$;

a_p – diện tích bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3.

Trong tài liệu của hãng Glitsch không nói rõ các số liệu trong bảng 7.42 về lưu lượng dòng nhỏ nhất áp dụng cho khoảng sức căng bề mặt σ nào. Kister cho rằng các số liệu này, một cách chặt chẽ, chỉ có thể áp dụng cho các chất hữu cơ và các hệ hyđrôcacbon (σ < 25mN/m). Đối với nước (σ = 70 mN/m) để phù hợp với thực tế các giá trị trong bảng này cần phải được tăng lên hai lần.

Bảng 7.42. Chọn lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất theo quy tắc Glitsch

Đệm cơ bản: CMR có a_p > 150 m^2/m^3

Vật liệu	*Lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất, m^3/m^2h*
Gốm sứ không tráng men	0,5
Kim loại đã oxy hóa (thép cácbon, đồng)	0,7
Kim loại đã xử lý bề mặt (thép không gỉ đã ăn mòn bề mặt)	1,0
Gốm sứ tráng men	2,0
Thủy tinh	2,5
Kim loại trắng (thép không gỉ, hợp kim tantan, các hợp kim khác)	3,0
PVC – CPVC	3,5
Polypropylene	4,0
Fluoropolyme (kiểu PTFE)	5,0

Một số các giải pháp xử lý bề mặt đệm (như oxy hóa, ăn mòn hóa học, phun cát...) có thể làm giảm đáng kể lưu lượng dòng lỏng nhỏ nhất. Chuang và Miller [Can.j. Chem. Eng. 66 (6), 377 (1988)] đã tiến hành thử nghiệm loại đệm đổ lộn xộn chế tạo bằng kim loại cho hệ dung dịch nước ở tốc độ dòng lỏng nhỏ (khoảng 0,4 $m^3/(m^2h)$). Trước khi thử nghiệm, đệm đã xử lý bề mặt bằng hai phương pháp oxy hóa khác nhau. Đệm được xử lý bằng phương pháp oxy hiệu quả hơn có hiệu suất đệm cao gấp hai lần so với hiệu suất của đệm được xử lý bằng phương pháp kia.

Đệm cấu trúc có những đặc trưng thấm ướt bề mặt rất cao. Các loại đệm này có thể làm việc đủ tốt khi lưu lượng dòng lỏng khá bé (xuống đến 0,25 m^3/m^2h cho loại đệm được chế tạo từ các tấm kim loại mỏng gấp nếp và xuống đến 0,12 m^3/m^2h cho đệm được chế tạo từ vải dệt bằng các sợi kim loại). Các kết quả thí nghiệm của viện FRI (Fitz and Kunesh, Paper presented at the AIChE Annual Meeting, Chicago, Nov. 1996] cho thấy đệm có hiệu suất tốt ngay cả khi lưu lượng dòng lỏng giảm xuống đến mức 0,5 m^3/m^2h (giới hạn thấp hơn đã không đạt được) và ở lưu lượng này phân bố dòng lỏng và dòng hơi vẫn ở mức khá tốt.

7.8.3. Dòng hai pha lỏng

Dòng hai pha lỏng thường xuất hiện trong chưng cất dị thể, trong chưng bằng hơi nước trực tiếp hoặc trong quá trình thu hồi dung môi. Harrison [Chem. Eng. Progr., p.80, November 1990] và Meier và các cộng sự [IChemE Symp. Ser. 152, 267 (2006)] cho rằng không có bất kỳ lý do nào để tạo ra các giới hạn không bình thường về năng suất cũng như về trở lực của đệm do sự xuất hiện của pha lỏng thứ hai gây ra, và các phương trình chuẩn cho trường hợp dòng chỉ có một pha lỏng có thể áp dụng được cho trường hợp dòng có hai pha lỏng.

Ngược lại, trong trường hợp dòng hai pha lỏng, các quan hệ dùng để dự đoán hiệu suất của đệm đều tỏ ra không chắc chắn. Harrison đưa ra hai trường hợp nghiên cứu sau:

- Trường hợp thứ nhất: thêm nước vào hệ hữu cơ không tan trong nước và trong trường hợp này chiều cao HETP của đệm hầu như không bị ảnh hưởng.
- Trường hợp thứ hai: khi một cấu tử chính tan trong cả hai pha lỏng và trong trường hợp này chiều cao HETP tăng khoảng 50% so với trường hợp bình thường. Căn cứ vào các kết quả trên Harrison cho rằng sự có mặt của pha lỏng thứ hai sẽ dẫn đến sự giảm của hiệu suất đệm chỉ trong trường hợp khi pha lỏng thứ hai làm suy giảm tốc độ khuếch tán của các cấu tử chính. Dựa vào cơ sở này, Harrison cho rằng hiệu suất của đệm cũng sẽ bị suy giảm khi một lượng lớn lỏng trơ hoặc hơi trơ có mặt trong dòng lỏng hoặc dòng hơi.

Meier và các cộng sự cho rằng để chuyển quy mô của tháp đệm trong trường hợp dòng có hai pha lỏng cần phải tiến hành thí nghiệm trên tháp chuyển quy mô phòng thí nghiệm với cùng một loại đệm.

Cả Harrison và Meier cùng các cộng sự đều nhấn mạnh sự cần thiết của sự phân phối phù hợp của từng pha lỏng trên bề mặt của đệm. Harrison cho rằng bộ phân phối lỏng loại ống có đục lỗ nếu được thiết kế tốt có thể đảm bảo tốc độ của lỏng và thời gian lưu của lỏng thấp, vì vậy đảm bảo được sự trộn lẫn tốt của hai pha lỏng. Trong khi đó, bộ phân phối lỏng loại máng lại tách riêng các pha lỏng, sau đó phân phối từng pha trên bề mặt của đệm và vì vậy có thể làm xuất hiện sự không đồng đều trong phân phối các pha (sự phân phối không đều bắt đầu từ pha nhẹ đến pha nặng có thể sẽ xuất hiện). Đặc biệt, phân bố pha sẽ không đều khi tỷ lệ giữa hai pha lỏng cũng như sự phân lớp giữa hai pha thay đổi trong quá trình làm việc của tháp.

Meier và các cộng sự ghi nhận có sự tồn tại của lớp hai pha lỏng không trong suốt nằm giữa lớp lỏng nhẹ trong và lớp lỏng nặng trong, và để phân bố lớp hai pha này nên bố trí bổ sung thêm các điểm phân phối trung gian. Ngoài ra, các tác giả trên cũng đã ghi nhận ảnh hưởng rất lớn của sự phân lớp không đồng đều của các pha đến tỷ lệ giữa hai pha được tưới ngay trên bề mặt đệm.

7.8.4. Độ nhớt và sức căng bề mặt cao của lỏng

Bravo [Paper presented at the AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex., 1995] đã nghiên cứu hệ có độ nhớt 425 cP, sức căng bề mặt 350 mN/m và có khả năng tạo bọt cao. Bravo đã phát hiện ra là hiệu suất của đệm cho hệ trên là do pha lỏng quyết định, và có thể đánh giá được theo mô hình lý thuyết về chiều cao của một đơn vị chuyển khối HTU. Đối với hệ trên, năng suất thực tế của đệm thấp hơn do với năng suất dự đoán theo các mô hình thường dùng (các mô hình này không tính đến ảnh hưởng của độ nhớt cao). Các phương trình dùng để thiết kế các bộ phân phối lỏng kiểu lỗ có thể áp dụng khá tốt cho hệ trên nếu như hệ số thất dòng được tính như hàm số của chuẩn số Reynolds và ảnh hưởng của sức căng bề mặt cũng phải được tính đến.

7.9. SO SÁNH CÁC THÁP LOẠI ĐĨA VÀ THÁP LOẠI ĐỆM

Hầu hết các quá trình tách đều được thực hiện trong các tháp loại đĩa hoặc loại đệm. Các yếu tố được đề cập dưới đây sẽ ảnh hưởng đến việc lựa chọn giữa hai loại tháp đĩa và tháp đệm. Các yếu tố này chỉ thể hiện ở góc độ hiệu quả kinh tế thuần túy và từng các yếu tố trên có thể không phải là yếu tố quyết định trong việc chọn loại tháp và có thể không cần tính đến trong những trường hợp cụ thể. Ví dụ, khi đề cập đến yếu tố phức tạp của cấu tạo tháp thì tháp loại đĩa nên được chọn (vì có cấu tạo đơn giản hơn). Trong khi đó, trong các nhà máy xử lý khí, thì tháp nhả khí mêtan lại thường là tháp loại đệm vì ở tháp này cần một hoặc một vài thiết bị đun bay hơi trung gian.

Cụm từ "đĩa đối đầu đệm" bắt đầu xuất hiện vào năm 1991 [Kurtz D.P., McNulty P.J. and Morgan R.D., Chem. Eng. Prog. 87(2), p.43, 1991; Robinson K., Chem. Eng., June 27, p.23, 1991]. Trong các tài liệu trên so sánh hai loại tháp chủ yếu dựa vào năng suất, hiệu suất và giá thành của tháp. Thibodeaux và Murill [Chem. Eng., July 18, p.155, 1966] cũng đã tiến hành khảo sát chi tiết các mặt ưu điểm và nhược điểm của tháp loại đĩa và tháp loại đệm. Các kết quả khảo sát trên đã được Kister H.Z. cập nhật và mở rộng với nội dung như phần trình bày sau đây [Kister H.Z., Distillation Design, Mc Graw – Hill, New York, 1992].

7.9.1. Các yếu tố có lợi cho tháp đệm

Khả năng ứng dụng để tách các hệ ở điều kiện áp suất chân không

Tháp loại đệm có trở lực ΔP nhỏ hơn nhiều so với tháp loại đĩa. Trong các tháp đĩa, diện tích tự do (diện tích mở) thường chiếm khoảng từ 8 đến 15 % diện tích tiết diện ngang của đĩa. Từng đĩa trong tháp đóng vai trò tương tự như các cơ cấu thắt dòng với tỷ lệ giảm diện tích dòng trong khoảng (10 ÷ 20) : 1. Vì vậy, tốc độ của dòng trong các lỗ sẽ tăng lên và trở lực của đĩa cũng sẽ tăng lên. Ngoài ra, trên mặt đĩa còn có lớp chất lỏng có độ dày khoảng 20 đến 50 mm (trong tháp đệm không có lớp lỏng này) và để đi từ đĩa dưới lên đĩa trên dòng hơi bắt buộc phải đi qua lớp lỏng này. Kết quả là trở lực của đĩa tăng lên. Trở lực điển hình của một đĩa lý thuyết của tháp đĩa khoảng 1000 N/m^2.

Trong khi đó, diện tích mở (diện tích tự do) của tháp đệm thường chiếm khoảng 50% diện tích tiết diện ngang của tháp, và trở lực do dòng lỏng trong tháp tạo ra thường tương đối nhỏ. Các yếu tố trên dẫn đến trở lực điển hình của một đĩa lý thuyết trong tháp loại đệm đổ lộn xộn vào khoảng (250 ÷ 300) N/m^2, còn trong tháp loại đệm cấu trúc trở lực tính theo một đĩa lý thuyết vào khoảng 150 N/m^2.

Khi tháp có 10 đĩa lý thuyết làm việc ở áp suất tuyệt đối P = 70 mbar ở trên đỉnh tháp thì đối với tháp loại đĩa áp suất ở dưới đáy tháp vào khoảng 170 mbar, còn đối với tháp loại đệm áp suất ở dưới đáy tháp chỉ vào khoảng (90 ÷ 100) mbar. Do đó, trong tháp đệm hệ số bay hơi tương đối của các cấu tử ở phần dưới của tháp sẽ cao hơn nhiều và vì vậy có thể giảm được chỉ số hồi lưu, giảm nhiệt độ sôi ở đáy tháp cũng như giảm công suất của thiết bị đun bay hơi đáy tháp. Ngoài ra, mức độ phân hủy nhiệt của

các sản phẩm cũng sẽ giảm xuống, năng suất của tháp sẽ tăng lên và tiêu hao năng lượng cũng sẽ nhỏ hơn. Đây chính là các ưu thế chính của tháp loại đệm.

Khả năng ứng dụng trong các trường hợp cần trở lực nhỏ

Do tháp loại đệm có ưu điểm là trở lực nhỏ hơn so với tháp loại đĩa nên tháp loại đệm được sử dụng trong mọi trường hợp khi trở lực của tháp giảm sẽ mang lại hiệu quả kinh tế. Ví dụ như khi dòng khí được quạt thổi qua tháp, hoặc khi tháp được kết nối với bơm hút chân không thì trở lực của tháp thường là yếu tố quyết định trong việc chọn loại tháp. Điều này lại đặc biệt đúng cho các tháp làm việc ở áp suất gần với áp suất khí quyển. Ở những trường hợp này, khi trở lực của tháp tăng lên sẽ làm tăng công suất của quạt hoặc máy nén khí (đối với nhà máy mới) hoặc sẽ làm cho công đoạn quạt khí hoặc nén khí trở thành công đoạn yếu kém nhất (công đoạn thắt cổ chai) của toàn bộ dây chuyền công nghệ (đối với nhà máy cũ). Như vậy, tăng trở lực của tháp sẽ làm tăng đáng kể năng lượng tiêu tốn cũng như kinh phí đầu tư cho máy nén khí.

Trong khi đó, nếu tháp làm việc ở áp suất cao (do máy nén khí tạo ra), vì tỷ số áp suất trước và sau máy nén thường lớn nên trở lực của tháp trở nên không quan trọng và rất ít khi đóng vai trò quyết định.

Khả năng sửa chữa để nâng cấp và hoàn thiện các thông số của tháp đệm

Ưu điểm về trở lực của tháp đệm so với tháp loại đĩa sẽ rất có giá trị khi tiến hành sửa chữa nâng cấp tháp chân không. Bằng cách tối ưu hóa áp suất làm việc chân không của tháp, sẽ có thể giảm được trở lực của tháp đệm. Sự giảm trở lực này có thể sẽ làm tăng năng suất của tháp hoặc cải thiện được điều kiện tách hỗn hợp hoặc có thể kết hợp đồng thời các lợi ích trên.

Tương tự, cho các tháp được kết nối với bơm hút chân không nếu như tiến hành thay thế tháp loại đĩa bằng tháp loại đệm thì có thể giảm được tỷ số áp suất trước và sau bơm hút, và vì vậy sẽ có thể khắc phục được công đoạn yếu kém nhất (nút thắt cổ chai) của toàn bộ dây chuyền công nghệ (công đoạn tạo chân không).

Tháp loại đệm sẽ dễ dàng tạo điều kiện cân bằng giữa hai thông số quan trọng của tháp là năng suất và mức độ tách hỗn hợp. Khi thay đệm trong tháp bằng đệm có kích thước nhỏ hơn thì năng suất dư thừa của tháp sẽ được chuyển thành số bậc tách. Ngược lại,nếu thay bằng đệm có kích thước lớn hơn sẽ khắc phục sự thiếu hụt về năng suất của tháp nhưng sẽ làm giảm khả năng tách của tháp.

Trong trường hợp khi thay bằng đệm có kích thước lớn hơn vào tháp, năng suất của tháp sẽ được cải thiện nhưng khả năng tách của tháp giảm. Để khắc phục hiện tượng sụt giảm về khả năng tách của tháp ở đây chỉ cần tăng nhẹ chỉ số hồi lưu của tháp.

Trong tháp loại đĩa, khi thay đổi khoảng cách giữa các đĩa cũng có thể đạt được kết quả như khi thay đổi kích thước đệm ở trong tháp đệm. Nhưng thay đổi khoảng cách giữa các đĩa của tháp đang làm việc sẽ khó hơn nhiều so với việc thay đổi đệm trong tháp đệm.

Khả năng phá bọt (và nhũ tương)

Trong tháp loại đĩa, do tốc độ của pha hơi và pha lỏng cao và do sự tiếp xúc giữa hai pha mãnh liệt hơn nên khả năng tạo bọt trong các tháp loại đĩa cao hơn so với tháp loại đệm. Trong khi đó, trong tháp đệm do tốc độ pha hơi và pha lỏng đều nhỏ nên có khả năng ngăn chặn sự hình thành bọt. Đệm loại đổ lộn xộn có kích thước lớn, do đó có thể tích tự do lớn (diện tích mở lớn), sẽ tạo ra các điều kiện thuận lợi cho việc phân tán bọt (phá bọt). Do có những đặc điểm ở trên nên tháp loại đệm đổ lộn xộn thường xử lý hiện tượng tạo bọt trong tháp rất tốt. Trong rất nhiều trường hợp hiện tượng tạo bọt được lặp đi lặp lại có thể được giảm bớt bằng cách thay các đĩa bằng lớp đệm loại đổ lộn xộn. Biện pháp này sẽ đặc biệt hiệu quả khi các kênh chảy truyền lỏng của đĩa được thiết kế không chuẩn.

Trong trường hợp nếu thay đĩa bằng đệm cấu trúc thì ngược lại, hiện tượng tạo bọt sẽ được tăng cường vì trong lúc tốc độ nhỏ của dòng lỏng và dòng hơi tạo điều kiện để giảm khả năng tạo bọt thì thành của đệm cấu trúc lại hạn chế chuyển động theo phương ngang của bọt và như vậy tạo điều kiện tăng cường bọt.

Khả năng chế tạo tháp đường kính bé

Khi đường kính của tháp D_T < 1 m (3 ft) sẽ rất khó chui vào trong tháp để lắp ráp và sửa chữa đĩa. Ở những trường hợp này, các đĩa thường được lắp ghép thành từng cụm đĩa (chùm đĩa) sau đó lắp vào trong tháp, hoặc phải sử dụng các tháp có đường kính vượt quá kích thước cần thiết. Cả hai phương pháp trên đều có giá thành cao. Ngoài ra, nếu sử dụng cụm đĩa sẽ phải giải quyết vấn đề bít kín khe hở giữa các đĩa và thân tháp cũng như vấn đề định vị và đỡ cụm đĩa trong tháp [Sands, Chem. Eng., p.86 (April 2006)].

Như vậy khi tháp có đường kính D_T < 1 m, tháp loại đệm thường có giá thành thấp hơn và có nhiều lợi thế hơn so với tháp loại đĩa.

Khả năng chịu môi trường ăn mòn

Các loại vật liệu dùng để chế tạo đệm đa dạng hơn nhiều so với các loại vật liệu dùng để chế tạo đĩa. Các loại đệm được chế tạo từ gốm sứ và chất dẻo (plastic) có giá thành thấp hơn và có hiệu quả cao hơn. Đĩa cũng có thể chế tạo từ vật liệu phi kim nhưng đệm thường rẻ hơn và sử dụng tháp đệm thay cho tháp đĩa trong môi trường có khả năng ăn mòn cao sẽ là sự thay thế hợp lý hơn.

Lượng lỏng bị giữ lại trong tháp nhỏ hơn

Thông thường,lượng lỏng bị giữ lại trong tháp đệm nhỏ hơn so với ở trong tháp đĩa. Đây thường sẽ là ưu thế khi cần giảm khả năng polyme hóa, giảm khả năng phân hủy nhiệt, hoặc có thể coi đây là giải pháp an toàn nhằm giảm số lượng các hóa chất độc hại có thể tạo thành do phân hủy hoặc do polyme hóa.

Ứng dụng trong các quá trình chưng cất gián đoạn

Do lượng lỏng bị giữ lại trong tháp đệm nhỏ hơn nên có thể thu được lượng sản phẩm đỉnh cao hơn so với trong tháp đĩa.

7.9.2. Các yếu tố có lợi cho tháp đĩa

Các yếu tố sau đây thường thuận lợi hơn cho việc chọn tháp loại đĩa so với tháp loại đệm đổ lộn xộn và tháp đệm cấu trúc.

Khả năng làm việc với các dòng có chứa tạp chất rắn

Tháp loại đĩa có khả năng làm việc với các dòng chứa các hạt rắn tốt hơn nhiều so với tháp đệm. Tốc độ của dòng lỏng và dòng khí trong tháp đĩa thường cao hơn các tốc độ này trong tháp đệm khoảng một bậc. Do có tốc độ dòng lỏng và dòng khí cao nên các hạt rắn sẽ bị cuốn theo các dòng này và đảm bảo cho các lỗ, các rãnh của đĩa luôn được thông suốt. Trong khi đó, trong lớp đệm, các hạt rắn có xu thế tích tụ lại trong các khoảng trống (phần thể tích tự do) của đệm. Trái lại, ở trên đĩa sẽ có rất ít các vị trí để các hạt rắn có khả năng lắng đọng lại.

Trong các tháp đệm, để đệm làm việc đạt được hiệu suất cao còn cần phải lắp đặt các bộ phân phối lỏng. Vì vậy, khi các dòng lỏng có lẫn các tạp chất rắn thì khả năng tắc nghẽn các lỗ của bộ phân phối lỏng là rất cao và đây là sự cố thường xuyên gặp trong thực tế.

Ngoài ra, làm vệ sinh các đĩa sẽ dễ dàng hơn nhiều so với làm vệ sinh đệm loại đổ lộn xộn, còn làm vệ sinh loại đệm cấu trúc hầu như không thể thực hiện được.

Tuy nhiên, không phải tất cả các loại đĩa đều có khả năng chống tắc nghẽn. Ví dụ, trên đĩa loại van chuyển động, van có xu thế bị kẹt trên bề mặt của đĩa khi có các cặn rắn lắng trên bề mặt đĩa. Để tăng khả năng chống tắc nghẽn của đĩa, cần phải tăng đường kính của lỗ, hoặc tăng kích thước của van cố định (và không sử dụng van chuyển động) và các đĩa loại này nên được sử dụng khi môi trường có khả năng tắc nghẽn cao.

Đối với các tháp loại đệm đổ lộn xộn, để giảm khả năng tắc nghẽn và bít kín đệm có thể có nhiều giải pháp. Thông thường trong trường hợp này cần phải sử dụng đệm có kích thước lớn có số ngăn (số túi) trong từng viên đệm nhỏ nhất để tạo được khả năng chống tắc nghẽn cao nhất. Để giảm khả năng tắc nghẽn của các bộ phân phối lỏng, các lỗ của bộ này phải có đường kính lớn ($d_h > 13$ mm). Các lỗ có đường kính lớn như trên đã được sử dụng trong các bộ phân phối với lưu lượng dòng lỏng cao nhưng thường không thuận lợi khi lưu lượng dòng lỏng bé.

Khả năng chế tạo tháp đường kính lớn

Tháp đệm thường rất nhạy cảm với sự phân phối không đều của dòng lỏng và dòng khí, và đây là nguyên nhân chung của các thất bại của tháp đệm. Vấn đề phân phối dòng không đều sẽ đặc biệt nghiêm trọng trong các tháp đệm có đường kính lớn, có chiều cao lớp đệm lớn, có lưu lượng dòng lỏng bé và có đệm kích thước nhỏ.

Trong các tháp đệm cấu trúc xu thế phân phối không đều của các dòng thường cao hơn so với các tháp đệm loại đổ lộn xộn.

Để loại bỏ các vấn đề gây ra do sự phân phối không đều của dòng lỏng cần phải có bộ phân phối được thiết kế tốt, sau đó được thử nghiệm bằng nước và được kiểm tra kỹ trước khi đưa vào sử dụng. Tuy nhiên, chỉ cần một vài mảnh rắn nhỏ rơi ra từ các vết nứt, vết vỡ của bộ phân phối cũng có thể biến sự hoạt động tốt của bộ phân phối thành sự hoạt động kém hiệu quả. Do phân phối không đồng đều của các dòng nên trong tháp đệm đã xảy ra nhiều trục trặc hơn trong các tháp loại đĩa. Trong thực tế, trong nhiều trường hợp số lần căn chỉnh để đưa tháp đệm vào làm việc hiệu quả thường lớn hơn so với trường hợp tháp loại đĩa. Đây là một trong những lý do chứng tỏ sự làm việc chắc chắn của tháp loại đĩa có đường kính lớn.

Sự thuận lợi trong hình thành hệ thống thiết bị

Lắp đặt các thiết bị đun bay hơi hoặc ngưng tụ trung gian, lắp đặt các vòng xoắn để làm nguội, cũng như việc lấy các sản phẩm trung gian trong tháp loại đĩa sẽ dễ thực hiện hơn so với trong tháp loại đệm. Trong các tháp đệm, khi lắp đặt thêm các thiết bị đều cần phải lắp đặt thêm các bộ phân phối dòng và (hoặc) các bộ gom dòng lỏng.

Khả năng thích nghi với sự thay đổi của nồng độ của dòng hỗn hợp đầu đi vào tháp

Để cho tháp có thể thích nghi được với sự không chắc chắn trong thiết kế và với những thay đổi có thể có của nồng độ của dòng hỗn hợp đầu, trên thân tháp thường thiết kế một vài cửa vào cho dòng hỗn hợp đầu. Đối với tháp loại đĩa, việc lắp đặt thêm các cửa vào cho các dòng sẽ dễ dàng thực hiện được. Nhưng đối với tháp loại đệm, đi kèm với mỗi cửa vào của dòng lại phải lắp đặt thêm các bộ phân phối dòng thường có giá thành cao.

Dự đoán khả năng làm việc của tháp

Do tháp đệm rất nhạy cảm với sự phân phối không đều của dòng nên sẽ rất khó dự đoán khả năng làm việc của tháp đệm. Vì vậy, khi thiết kế tháp đệm thường phải chọn hệ số an toàn cao hơn.

Khả năng ứng dụng tháp trong trường hợp có phản ứng hóa học và cho hấp thụ

Do lượng lỏng bị giữ lại trên đĩa lớn hơn so với lượng lỏng bị giữ lại trong đệm, nên thời gian lưu của lỏng trên đĩa sẽ lớn hơn, thời gian cho hấp thụ và cho phản ứng hóa học sẽ tăng lên.

Khối lượng của tháp

Tháp loại đĩa thường có khối lượng nhỏ hơn so với tháp đệm, vì vậy các chi phí cho nền móng, cho trụ đỡ và cho vỏ tháp sẽ nhỏ hơn so với chi phí cho tháp đệm.

Khoảng vận hành (khoảng làm việc) rộng

Tháp loại đĩa van chuyển động hoặc đĩa chóp thường có khoảng vận hành rộng hơn so với tháp loại đệm. Trừ trường hợp khi các bộ phân phối dòng rất đắt tiền được sử dụng còn trong đại đa số các trường hợp khoảng vận hành của tháp đệm sẽ bị giới hạn bởi khoảng vận hành của bộ phân phối dòng.

Đĩa đối đầu với đệm đổ lộn xộn (Trays versus Random packings)

Khi tiến hành so sánh giữa tháp đĩa và tháp đệm loại đổ lộn xộn, các yếu tố sau đây nhìn chung sẽ có lợi hơn cho tháp loại đĩa:

– Lưu lượng dòng lỏng nhỏ. Với sự giúp đỡ của các ngưỡng chảy tràn kiểu răng cưa, các tấm chắn các tia lỏng, các loại đĩa có đảo chiều dòng chảy và các loại đĩa chóp, lưu lượng dòng lỏng trên đĩa sẽ được xử lý tốt hơn. Trong khi đó tháp loại đệm ở lưu lượng dòng lỏng nhỏ lại rất nhạy cảm với hiện tượng phân phối dòng không đều và hiện tượng làm khô đệm.

– Khả năng thích nghi với các xung động lớn của các thông số của các quá trình. Tháp đệm loại đổ lộn xộn thường dễ bị trục trặc hơn tháp loại đĩa khi trong tháp xảy ra các xung động mạnh của các thông số (ví dụ các xung động của các thông số gây ra do nước đưa vào trong các tháp tinh chế dầu bị phụt lên, do sự nâng lên nhanh của các van có khối lượng nhỏ, do sự dao động áp suất ở cửa ra của máy nén khí hoặc do sự không ổn định của các van thủy lực).

Trong khi đó ở các điều kiện làm việc không ổn định trên tháp đệm cấu trúc lại thường ít bị gặp trục trặc hơn tháp đĩa.

Đĩa đối đầu với đệm cấu trúc (Trays vs Structured packings)

Khi tiến hành so sánh giữa tháp loại đĩa và tháp đệm cấu trúc, các yếu tố sau đây nhìn chung sẽ có lợi hơn cho tháp loại đĩa:

– Khả năng cháy đệm:

Các tấm kim loại mỏng dùng để chế tạo đệm cấu trúc (có độ dày điển hình khoảng 0,1 mm) có khả năng tản nhiệt rất kém từ các vị trí có nhiệt độ cao. Ngoài ra, làm vệ sinh đệm, làm nguội và rửa đệm cũng rất khó khăn, đặc biệt trong trường hợp đệm bị bít lại. Đã có rất nhiều trường hợp sự cố cháy đệm ở thời điểm mở nắp tháp đệm (khi tháp loại đệm cấu trúc được mở thông với khí quyển) được thông báo trong các tài liệu đã công bố. Phần lớn các sự cố cháy đệm đều do các lớp cặn đọng trên bề mặt đệm tự bốc cháy, hoặc là do các công việc tiến hành ở nhiệt độ cao (ví dụ hàn các chi tiết của tháp) ở phía trên của lớp đệm gây ra. Các sự cố cháy đệm cũng có thể xảy ra trong trường hợp mở tháp nhưng bên trong tháp vẫn còn các chất hữu cơ ở nhiệt độ cao, trong khi các vật liệu dùng để chế tạo đệm lại không phải là các vật liệu chống cháy. Chi tiết hơn nữa về phần cháy đệm có thể xem trong tài liệu của viện nghiên cứu chưng cất – FRI [(FRI) Design Practices Committee, "Cause and Prevention of packing fires", Chem. Eng., July 2007].

– Vật liệu chế tạo:

Do đệm cấu trúc được chế tạo từ các tấm mỏng, nên vật liệu dùng để chế tạo đệm cần phải chịu được tốt hơn môi trường ôxy hóa hoặc môi trường ăn mòn. Trong những trường hợp khi thép cácbon có thể đáp ứng tốt các yêu cầu cho chế tạo đĩa thì để chế tạo đệm cấu trúc vẫn phải sử dụng thép không gỉ.

– Khả năng kiểm tra thân tháp:

Do được chèn rất chặt vào trong tháp nên đệm cấu trúc dễ bị hư hại khi tháo ra khỏi tháp. Vì lý do này nên rất khó kiểm tra mức độ ăn mòn của thân tháp.

– Khả năng rửa và tẩy sạch đệm

Tháo kiệt phần lỏng còn lại trong lớp đệm, rửa sạch nước, không khí hoặc phần khí của quá trình công nghệ còn mắc lại trong lớp đệm ở thời điểm khởi động tháp hoặc ở thời điểm kết thúc khó hơn nhiều so với trường hợp tháp đĩa. Trong trường hợp không tháo kiệt được các chất lỏng trong lớp đệm, phần lỏng còn lại trong lớp đệm có thể sẽ gây ra nguy hiểm (như cháy, nổ, độc hại...).

– Khả năng làm việc với lưu lượng dòng lỏng cao:

Đĩa loại có nhiều đường đi của lỏng có thể hạ được tải trọng lỏng trên đĩa bằng cách chia dòng lỏng tổng cộng thành các dòng nhỏ hơn đi trên từng phần của đĩa. Phương pháp chia dòng này lại không áp dụng được cho tháp loại đệm. Năng suất của tháp đệm, đặc biệt là đệm cấu trúc, có xu thế giảm nhanh khi lưu lượng dòng lỏng trong tháp tăng lên. Vì vậy khi lưu lượng dòng lỏng cao, tháp loại đĩa thường cho hiệu quả kinh tế cao hơn.

7.9.3. So sánh năng suất và hiệu suất của các loại tháp

Kister H. Z. và các cộng sự [Chem. Eng. Progr., 90 (2), 23, (1994)] đã thông báo các kết quả nghiên cứu về hiệu suất và năng suất tương đối của các loại đĩa thường gặp, cho các loại đệm đổ lộn xộn hiện đại và cho một số loại đệm cấu trúc thường gặp. Các kết quả nghiên cứu cho từng loại tháp trên, cho các phương án thiết kế tối ưu ở những điều kiện cho trước theo yêu cầu, có thể được thể hiện ở dạng các chỉ dẫn sơ bộ dựa trên cơ sở thông số dòng (L/G).$(\rho_G/\rho_L)^{0,5}$ (hoành độ của các đồ thị 7.75 và 7.76) và ở các kết luận mang tính chất gợi ý sau đây:

– Thông số dòng nằm trong khoảng 0,02 – 0,1:

+ Tháp loại đĩa và tháp loại đệm đổ lộn xộn có cùng hiệu suất và năng suất.

+ Hiệu suất của tháp đệm cấu trúc cao hơn hiệu suất của tháp đĩa và tháp đệm đổ lộn xộn khoảng 1,5 lần.

+ Tại giá trị thông số dòng bằng 0,02 tháp đệm cấu trúc có năng suất cao hơn so với năng suất của tháp đĩa và tháp đệm đổ lộn xộn 1,3 ÷ 1,4 lần. Ưu thế này sẽ mất đi khi thông số dòng tăng đến giá trị 0,1.

– Thông số dòng nằm trong khoảng 0,1 ÷ 0,3:

+ Tháp loại đĩa và tháp loại đệm đổ lộn xộn có cùng hiệu suất và năng suất.

+ Tháp đệm cấu trúc có cùng năng suất như tháp đĩa và tháp đệm đổ lộn xộn.

+ Ưu thế về hiệu suất của đệm cấu trúc so với đệm đổ lộn xộn và so với đĩa sẽ giảm từ 1,5 lần xuống 1,2 lần khi thông số dòng tăng từ 0,1 lên 0,3.

– Thông số dòng nằm trong khoảng 0,3 ÷ 0,5:

+ Năng suất của đệm cấu trúc giảm mạnh nhất ở vùng giá trị này của thông số dòng.

+ Đệm đổ lộn xộn có năng suất cao nhất trong vùng giá trị này của thông số dòng. Trong khi đó, ở vùng giá trị này hiệu suất của các đĩa thông thường đã giảm nhẹ so với hiệu suất của đệm đổ lộn xộn. Ở vùng giá trị này của thông số dòng, hiệu suất và năng suất của đệm cấu trúc sẽ nhỏ nhất.

Kinh nghiệm cho thấy, ở vùng áp suất cao (vùng thông số dòng có giá trị lớn) sử dụng đệm cấu trúc sẽ gặp bất lợi cả về hiệu suất lẫn năng suất.

Zuiderweg và Nutter [IChemE Symp. Ser. 128, A481 (1992)] đã giải thích sự giảm hiệu suất và năng suất của đệm cấu trúc là do mức độ cao của khuếch tán ngược và do sự tuần hoàn của dòng hơi ở các giá trị cao của thông số dòng và hiện tượng này được tăng cường bởi thành tường đặc của đệm cấu trúc.

7.10. GIỚI HẠN CỦA HỆ THỐNG: NĂNG SUẤT TỐI ĐA CỦA CÁC THIẾT BỊ TÁCH

Các giọt lỏng có kích thước khác nhau được tạo thành trong vùng tiếp xúc lỏng – khí ở trên đĩa hoặc ở trong lớp đệm của tháp. Các giọt có kích thước bé dễ dàng bị cuốn theo dòng khí lên phía trên nhưng tổng thể tích của các giọt thường quá nhỏ so với lượng lỏng ở vào thời điểm bắt đầu có sự tích tụ lỏng quá mức cho phép (thời điểm tháp bắt đầu bị "sặc"). Khi tốc độ dòng khí đủ lớn để có thể bắt đầu cuốn được một lượng lớn các giọt lỏng có kích thước lớn lên đĩa phía trên, hoặc lên phía trên của lớp đệm thì sự tích lũy lỏng sẽ xuất hiện ("sặc" tháp do cuốn theo khí). Hiện tượng "sặc" này của tháp có thể tránh được bằng cách tăng khoảng cách giữa các đĩa hoặc bằng cách tăng diện tích của các lỗ trên đĩa, hoặc bằng cách sử dụng đệm có kích thước và thể tích tự do lớn hơn.

Khi tốc độ của pha khí vẫn tiếp tục tăng cho tới khi tốc độ khí ở vùng tiếp xúc lỏng – khí lớn hơn tốc độ lắng dưới tác dụng của lực trọng lượng của các giọt lỏng có kích thước lớn thì tốc độ này sẽ là tốc độ giới hạn ở trong tháp. Khi tốc độ của pha khí lớn hơn tốc độ giới hạn thì một lượng lớn lỏng của đĩa hoặc của đệm sẽ bị cuốn theo khí lên phía trên và gây ra sặc tháp. Trạng thái sặc của tháp được gọi là "giới hạn hệ thống" hoặc là "năng suất tối đa" của tháp. Trạng thái sặc của tháp không thể giải tỏa được bằng cách thay đổi hình dạng và kích thước đệm, thay đổi diện tích các lỗ trên đĩa hoặc bằng cách thay đổi khoảng cách giữa các đĩa. Tốc độ khí ở trạng thái "giới hạn hệ thống" chỉ phụ thuộc vào các tính chất vật lý và lưu lượng dòng lỏng. Khi đã đạt được giới hạn này, thì lỏng sẽ bị thổi phụt lên phía trên. Hiện tượng này tương tự như trường hợp khi "phun nước theo hướng ngược chiều với cơn gió mạnh và người phun nước sẽ bị ướt" [Yangai, Chem. Eng., p.120, November 1990].

Giới hạn hệ thống đặc trưng cho năng suất tối đa của đại đa số các loại đĩa và loại đệm hiện đang được sử dụng trong thực tế. Trong một số trường hợp, khi sử dụng đệm có thể tích tự do rất lớn (hoặc đĩa có diện tích lỗ cao), giới hạn hệ thống cũng chính là năng suất tối đa thực tế (ví dụ như trong các tháp tinh chế chân không).

Trong công trình về năng suất tối đa lần đầu tiên được công bố, Souders và Brown [Ind. Chem. 26 (1), 98 (1934)] đã gắn năng suất tối đa của các thiết bị tách bị giới hạn bởi hiện tượng "sặc" tháp với hiện tượng lỏng bị cuốn theo khí gây ra và, với tốc độ lắng của các giọt lỏng. Khái niệm "giới hạn hệ thống" gần đây mới xuất hiện (2001) và do viện FRI đưa ra. Các số liệu thí nghiệm và mô hình của viện này gần đây cũng đã được công bố [Fitz and Kunesh, Distillation 2001: Proceedings of Topical Conferece, AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex., 2001; Stupin, FRI Topical Report 34, 1965 available through Special Collection Section, Oklahoma State University Library, Stillwater, Okla.]. Trên hình 7.105 là đồ thị biểu diễn các số liệu về giới hạn hệ thống (đại đa số các số liệu thực nghiệm này nhận được trên tháp đĩa lỗ không có ống chảy truyền (dual – flow) với diện tích lỗ là 29 % và khoảng cách giữa các đĩa là 1,2 m và 2,4 m) ở dạng hàm số của tốc độ lỏng cho một loạt các hệ khác nhau.

Các số liệu cho thấy yếu tố giới hạn hệ thống C phụ thuộc vào tải trọng lỏng theo quan hệ tuyến tính. Trên đồ thị thiếu các số liệu ở vùng tải trọng lỏng nhỏ. Các số liệu thực nghiệm mới nhất cho thấy khi lưu lượng dòng lỏng giảm xuống, yếu tố giới hạn hệ thống $C_{s,ult}$ (m/s) ngừng tiếp tục tăng và đạt giá trị tới giới hạn (hình 7.106). Dựa vào nhận xét này, Stupin và Kister [tài liệu đã dẫn] đã hiệu chỉnh lại phương trình trước đây của Stupin – FRI và đưa ra phương trình sau đây:

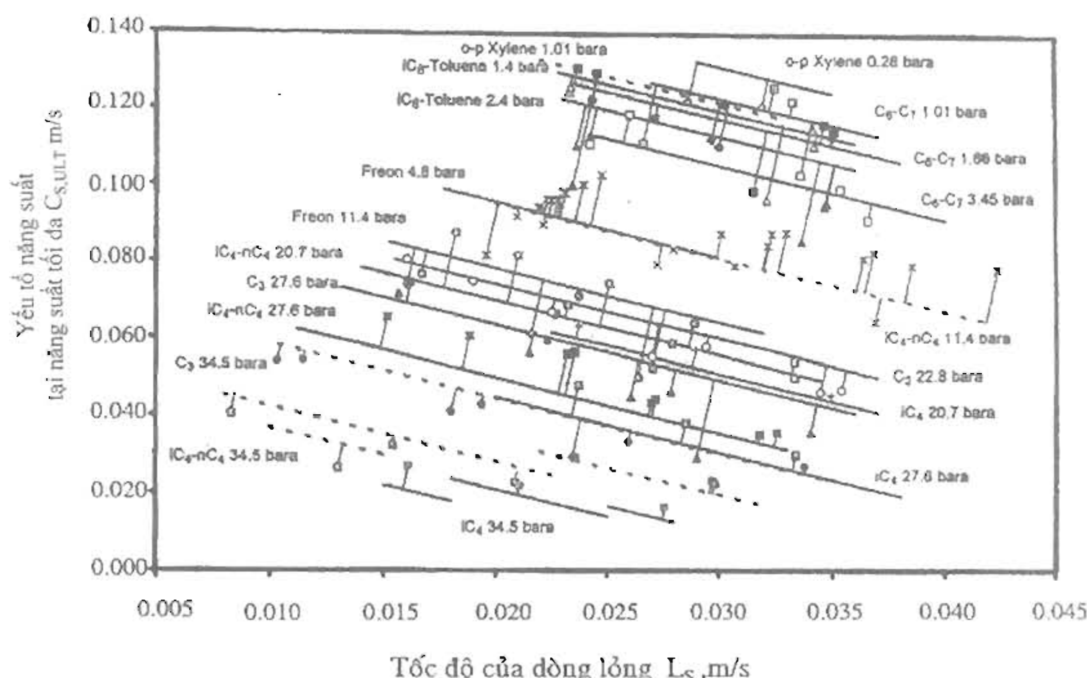
$$C_1 = 0,445(1-F)\left(\frac{\sigma}{\Delta\rho}\right)^{0,25} - 1,4L_s \qquad (7.143)$$

$$C_2 = 0,356(1-F)\left(\frac{\sigma}{\Delta\rho}\right)^{0,25} \qquad (7.144)$$

$$C_{s\ ult} = \min(C_1, C_2) \qquad (7.145)$$

Ở đây:

$$F = \frac{1}{1+1,4\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_G}\right)^{\frac{1}{2}}} \qquad (7.146)$$



Hình 7.105. Ảnh hưởng của tốc độ dòng lỏng đến năng suất tối đa của tháp ở các áp suất P (bar) khác nhau (tháp loại đĩa lỗ không có ống chảy truyền với diện tích lỗ là 29 % và khoảng cách giữa các đĩa là 1,2 m và 2,4 m) [Stupin W.J., Kister. H. Z., Trans. IChemE, Vol. 81, Part A, p.136, January 2003]

Trong các phương trình từ (7.143) đến (7.146), $C_{s.ult}$ là yếu tố giới hạn hệ thống C tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp (yếu tố C được định nghĩa theo phương trình (7.4):

$$C = U.\left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right)^{0,5};$$

L_S – tốc độ của dòng lỏng, m/s;

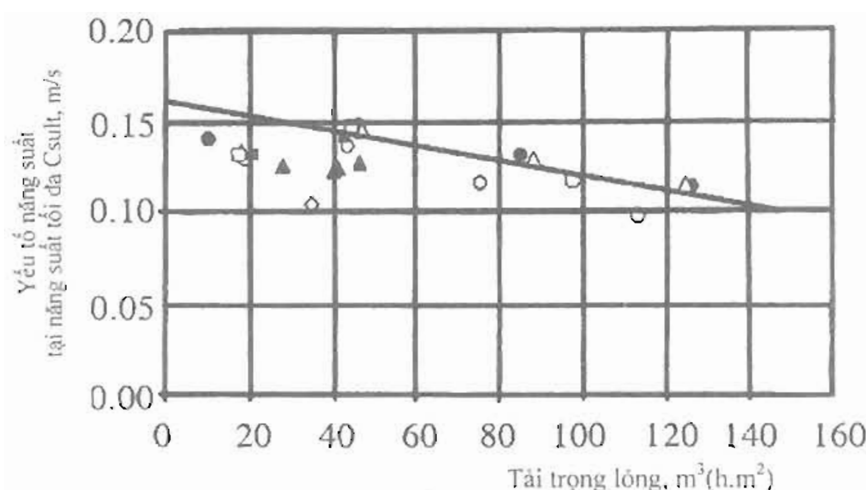
σ – sức căng bề mặt, mN/m;

$\Delta\rho$ – chênh lệch khối lượng riêng của lỏng và của khí, kg/m^3;

ρ_G – khối lượng riêng của khí, kg/m^3;

$C_{s,ult}$ – yếu tố giới hạn hệ thống, m/s.

Stupin và Kister [tài liệu đã dẫn] đã giải thích quan hệ tuyến tính giữa yếu tố $C_{s,ult}$ giới hạn hệ thống và tốc độc của dòng lỏng L_S khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ bởi sự tạo thành nhiều hơn các giọt lỏng có kích thước nhỏ hơn và dễ bị cuốn theo dòng khí hơn khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ hơn giới hạn dưới của tải trọng lỏng. Từ đây có thể rút ra nhận xét là nếu như tháp có khả năng cản trở việc tạo thành các giọt lỏng có kích thước bé thì sẽ có khả năng tiệm cận đến năng suất giới hạn hệ thống dự đoán theo phương trình của Stupin (7.143) ở ngay tại vùng tải trọng lỏng nhỏ.



Hình 7.106. So sánh các giá trị năng suất tối đa tính được theo phương trình Stupin – Kister với các giá trị thực nghiệm (hệ C_6/C_7 tại áp suất 1,66 bar)

▲ – *đệm cấu trúc*

△ – *đĩa lỗ không ống chảy truyền D = 96 inch*

□ – *đĩa loại tấm chắn D = 24 inch, 59% diện tích mở*

● – *đĩa lỗ không có ống chảy truyền D = 72 inch*

■ – *đĩa loại tấm chắn D = 24 inch, 44% diện tích mở*

○ – *đĩa lỗ không ống chảy truyền D = 48 inch*

◊ – *đĩa lưới*

Các thiết bị chỉ có thể giải tỏa được nút thắt cổ chai về giới hạn hệ thống của đĩa nếu như các thiết bị này tạo ra được loại lực mới có thể giảm thiểu được lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi. Hiện tại các thiết bị sử dụng lực ly tâm đã bắt đầu được đưa vào sử dụng trong chưng cất công nghiệp và đã đạt được năng suất cao hơn so với giới hạn hệ thống khoảng 25%. Ngay cả trường hợp đẩy dòng hơi chuyển động theo phương nằm ngang (xem phần "Kênh chảy truyền được cắt ngắn/ Đĩa loại đẩy lỏng về phía trước") cũng có thể giúp tạo điều kiện để các giọt lỏng bị cuốn theo dòng hơi có thể lắng xuống, nhưng ở quy mô ít hơn nhiều so với sử dụng lực ly tâm. Hiện chưa rõ liệu chỉ đẩy dòng hơi theo phương ngang có cho phép đạt được năng suất vượt quá giới hạn hệ thống hay không.

7.11. TÍNH TOÁN, THIẾT KẾ GẦN ĐÚNG THÁP CHUYỂN KHỐI LOẠI ĐỆM

Tính toán và thiết kế tháp loại đệm bao gồm các bước sau đây:

Chọn loại đệm và kích thước đệm.

Xác định chiều cao cần thiết của lớp đệm để đáp ứng yêu cầu đã cho về chất lượng của sản phẩm.

Xác định đường kính của tháp để đảm bảo yêu cầu về năng suất.

Chọn và thiết kế các bộ phận bên trong của tháp: dầm đỡ đệm, bộ phân phối lỏng và bộ phân phối lại dòng lỏng.

7.11.1. Loại đệm và kích thước của đệm

Ở thời điểm hiện tại để thiết kế và chế tạo tháp loại đệm thường chọn các loại đệm từ thế hệ thứ hai trở lên (ví dụ như vòng Pall, đệm Intalox...) vì các loại đệm thế hệ thứ nhất (vòng Rashig, yên ngựa Berl) đã không còn được sử dụng.

Đệm được sử dụng trong các tháp thường có kích thước $d_p \leq 50\,\text{mm}$. Đệm có kích thước nhỏ thường có giá thành cao. Khi kích thước của đệm $d_p > 50$ mm thì tuy giá $1\,\text{m}^3$ đệm có giảm xuống nhưng không bù lại được việc giảm hiệu suất của đệm. Trong trường hợp tháp có đường kính bé nếu sử dụng đệm có kích thước lớn có thể sẽ dẫn đến việc phân phối không đồng đều của dòng lỏng.

Tùy thuộc vào đường kính của tháp có thể chọn kích thước của đệm trong những khoảng sau đây:

Đường kính tháp D	Kích thước đệm d_p
< 0,3 m (1 ft)	< 25 mm (1 in)
0,3 - 0,9 m (1 - 3 ft)	25 - 38 mm (1 - 1,5 in)
>0,9 m (3 ft)	50 - 75 mm (2 - 3 in)

7.11.2. Đường kính và trở lực của tháp

Trạng thái sặc tháp sẽ quyết định đường kính nhỏ nhất D_{min} của tháp. Thông thường tốc độ của dòng pha liên tục đi trong tháp được chọn bằng khoảng 60% - 80% tốc độ tại điểm sặc tháp.

Đối với các tháp làm việc ở áp suất khí quyển, trở lực của tháp cần được xác định để nhằm giảm đến mức nhỏ nhất năng lượng tiêu tốn để thực hiện quá trình.

Đối với các hệ có xu hướng tạo bọt cao, tốc độ cho phép tối đa của dòng pha liên tục sẽ phải bé hơn tốc độ sặc đã xác định được. Các phương pháp dự đoán tốc độ sặc và trở lực của tháp xem trong phần dự đoán tốc độ sặc.

Xác định đường kính của tháp

Đường kính của tháp được xác định từ diện tích tiết diện ngang của tháp. Thông thường tháp được thiết kế phải đạt được hiệu quả kinh tế cao nhất theo tiêu chuẩn trở lực của tháp và phải đảm bảo được phân bố đồng đều dòng lỏng và dòng khí.

Đối với tháp loại đệm đổ lộn xộn (đổ ngẫu nhiên), trở lực của tháp ΔP thường không vượt quá 85 mm cột H_2O/m chiều cao của lớp đệm. Tương ứng với giá trị này của trở lực, tốc độ của pha khí (hơi) sẽ bằng khoảng 80% tốc độ tại trạng thái sặc.

Trở lực của tháp loại đệm đổ ngẫu nhiên ΔP thường được thiết kế trong các khoảng sau:

Tháp hấp thụ và tháp nhả khí: $\Delta P = 15 \div 50$ mm cột H_2O/m chiều cao lớp đệm.

Tháp chưng luyện ở áp suất khí quyển và áp suất trung bình: $\Delta P = 40 \div 85$ mm cột H_2O/m chiều cao lớp đệm.

Đối với các hỗn hợp lỏng có xu hướng tạo bọt, trở lực của tháp thường chọn bằng $\frac{1}{2}$ các giá trị trên.

Khi tiến hành chưng luyện ở áp suất chân không trở lực tối đa cho phép của tháp loại đệm sẽ do các yêu cầu của quá trình quyết định, nhưng để đảm bảo cho dòng lỏng được phân bố đồng đều trên bề mặt của đệm trở lực thường không nhỏ hơn 8 mm cột H_2O/m chiều cao lớp đệm. Nếu như cần phải có áp suất rất thấp ở đáy của tháp thì cần phải sử dụng loại đệm có trở lực thấp được chế tạo từ các lưới có mắt nhỏ (như các vòng Hyperfil, Multifil hoặc Dixon).

Cho giá trị đã chọn của trở lực của loại đệm đã chọn, diện tích tiết diện ngang và đường kính của tháp có thể xác định được theo giản đồ trở lực tổng quát (hình 7.108).

Các đường cong trên hình 7.108 với tham số là trở lực của lớp đệm biểu diễn quan hệ giữa lưu lượng dòng lỏng, dòng hơi, tính chất vật lý của hệ và các đặc trưng của đệm với tốc độ khối lượng của dòng khí (hơi) tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp V_w^*.

Đại lượng K_4 trên hình 7.108 là hàm số sau:

$$K_4 = \frac{13{,}1.(V_w^*)^2.F_p.\left(\frac{\mu_L}{\rho_L}\right)^{0,1}}{\rho_G(\rho_L - \rho_G)} \qquad (7.148)$$

Ở đây:

V_w^* - tốc độ khối lượng của dòng khí (hơi) tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kg/m^2.s.

F_p - yếu tố đệm, đặc trưng cho kích thước và loại đệm, m^{-1} (xem bảng 7.37).

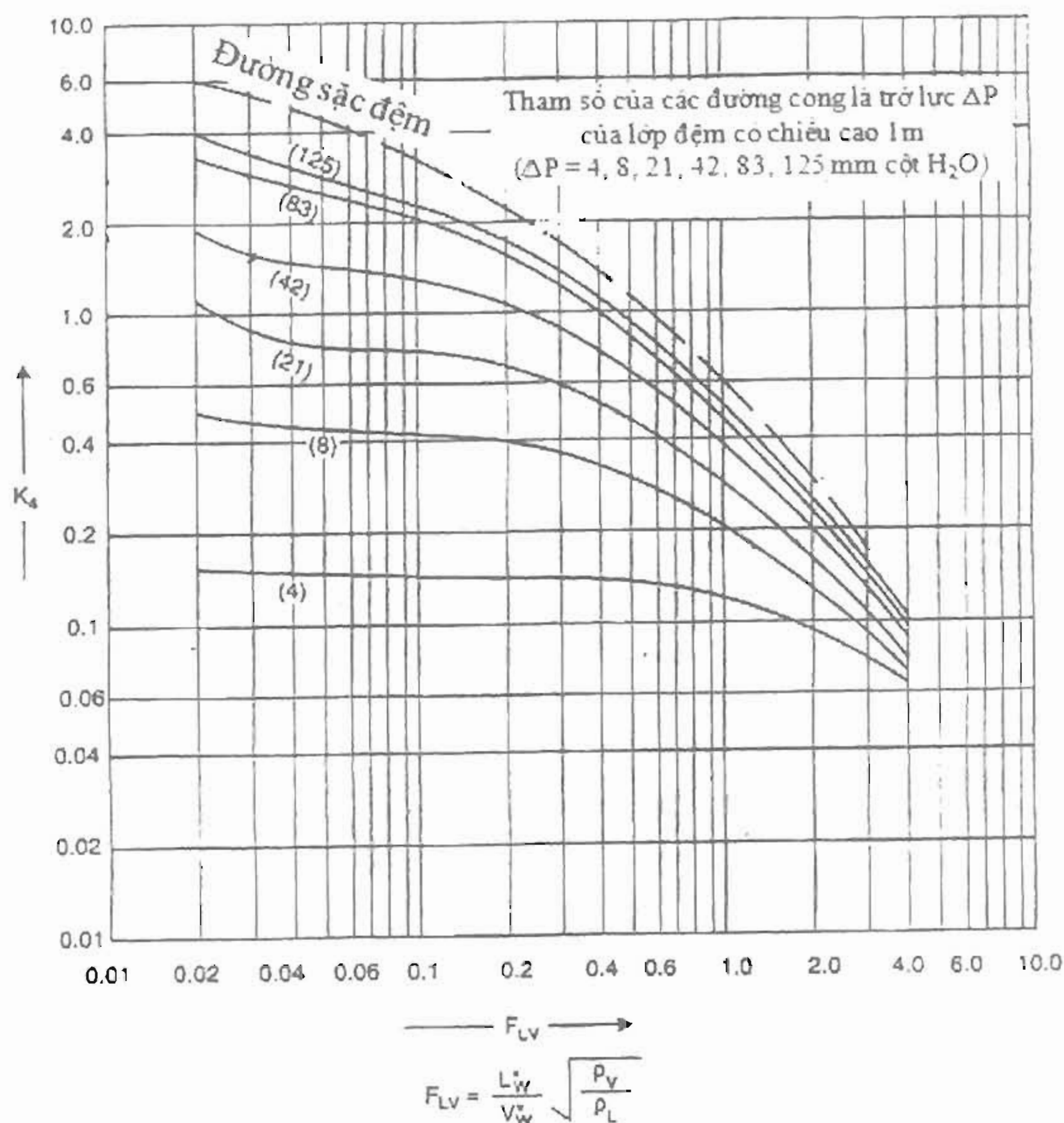
μ_L - độ nhớt của lỏng, Ns/m^2.

ρ_L, ρ_G - khối lượng riêng của lỏng và của khí (hơi), kg/m^3.

Để xác định đường kính của tháp chuyển khối loại đệm có thể sử dụng đồ thị trên hình 7.108.

Khoảng giá trị của thông số dòng F_{LV} trên hình 7.108 tương ứng với khoảng làm việc thích hợp của các tháp chuyển khối loại đệm.

Tỷ số giữa lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi trong chưng luyện sẽ chỉ do chỉ số hồi lưu quyết định. Trong hấp thụ tỷ số này sẽ được chọn sao cho đạt được yêu cầu tách và phải đảm bảo để đạt được hiệu quả kinh tế sử dụng dung môi cao nhất.



Hình 7.108. Giản đồ trở lực tổng quát GPDC của hãng Norton Co.

Ví dụ 7.9. Xác định đường kính của tháp hấp thụ loại đệm.

Tháp hấp thụ loại đệm dùng để hấp thụ khí SO_2 từ hỗn hợp với không khí bằng dung môi là nước. Các điều kiện làm việc của tháp:

- Lưu lượng dòng hơi đi trong tháp V = 5000 kg/h = 1,39 kg/s.
- Lưu lượng dòng lỏng đi trong tháp L = 106.200 kg/h = 29,5 kg/s.
- Khối lượng riêng của lỏng ρ_L = 1000 kg/m^3.
- Khối lượng riêng của khí ρ_G = 1,21 kg/m^3.
- Độ nhớt của lỏng tại nhiệt độ làm việc μ_L = 1 cP.

Bài giải

- Chọn loại đệm yên ngựa Intalox, bằng gốm sứ, có kích thước d_p = 38 mm, có yếu tố đệm F_P = 170 m^{-1} (bảng 7.37).

- Chọn trở lực của đệm ΔP =20 mm cột H_2O/m lớp đệm (cho quá trình hấp thụ).
- Tính thông số dòng:

$$F_{LV} = \frac{L_W^*}{V_W^*}\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} = \frac{29,5}{1,39}.\sqrt{\frac{1,21}{1000}} = 0,74$$

- Xác định đại lượng K_4 từ hình 7.108:

+ Tại ΔP =20 mm cột H_2O/m lớp đệm và F_{LV} = 0,74: K_4 = 0,35.

+ Tại chế độ sặc tháp, khi F_{LV} =0,74 : K_4 =0,8.

+ Phần trăm so với chế độ sặc tháp = $\sqrt{\frac{0,35}{0,8}}.100 = 66\%$ (phù hợp).

- Lưu lượng dòng khí (hơi) đi trong tháp được xác định từ công thức (7.148):

$$V_W^* = \left[\frac{K_4.\rho_G.(\rho_L - \rho_G)}{13,1.F_p.\left(\mu_L/\rho_L\right)^{0,1}}\right]^{1/2} = \left[\frac{0,35.1,21.(1000-1,21)}{13,1.170.\left(10^{-3}/1000\right)^{0,1}}\right]^{1/2} = 0,87 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

- Diện tích tiết diện ngang cần thiết của tháp:

$$A = \frac{V}{V_w^*} = \frac{1,39}{0,87} = 1,6 \text{ m}^2.$$

- Đường kính của tháp:

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi}.A} = \sqrt{\frac{4}{\pi}.1,6} = 1,43 \text{ m}.$$

Chọn D = 1,5 m

Khi đó diện tích tiết diện ngang của tháp $A = \frac{\pi}{4}.1,5^2 = 1,77 \text{ m}^2.$

- Tỷ số giữa đường kính tháp và kích thước đệm:

$$\frac{D}{d_p} = \frac{1,5}{0,038} = 39$$

- Phần trăm so với chế độ sặc cho đường kính tháp đã chọn (D = 1,5 m):

$$66\%\frac{A_t}{A_r} = 66\%\frac{1,6}{1,77} = 60\% \text{ (phù hợp).}$$

Nhận xét. Do tỷ lệ % so với chế độ sặc chỉ bằng 60% nên có thể giảm đường kính tháp.

Ví dụ 7.10. Xác định đường kính của tháp chưng luyện loại đệm

Tháp chưng luyện loại đệm dùng để tách hỗn hợp Axêton - Nước. Các điều kiện tương tự như trong ví dụ 7.5 (trang 98):

- Nồng độ hỗn hợp đầu a_L = 10% khối lượng, (x_L = 0,033 phần mol),

- Nồng độ sản phẩm đỉnh $a_D \geq 98\%$ khối lượng, ($x_D \geq 0,94$ phần mol).

- Nồng độ hỗn hợp đáy a_W = 10% khối lượng, ($x_W = 0,033$ phần mol).

- Năng suất theo hỗn hợp đầu F = 13000 kg/h = 672,9 kmol/h.

Kết quả tính cân bằng vật chất của tháp (ví dụ 7.5)

- Lượng sản phẩm đỉnh D = 23,6 kmol/h = 0,364 kg/s

- Lượng sản phẩm đáy B = 649,3 kmol/h = 3,2465 kg/s.

- Chỉ số hồi lưu R = 1,35

- Hệ số góc của đường làm việc của đoạn luyện $\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} = \frac{1,35}{1,35+1} = 0,574$

- Hệ số góc của đường làm việc của đoạn chưng $\frac{L'}{V'} = 5,0$

- Lưu lượng dòng hơi đi trong đoạn luyện V = 55,5 kmol/h = 0,857 kg/s

- Lưu lượng dòng hơi đi trong đoạn chưng V' = 162,3 kmol/h = 0,8115 kg/s.

Các tính chất vật lý.

* Ở đáy tháp:

- $t_B = 106^oC$

- Khối lượng riêng của hơi $\rho'_G = 0,72$ kg/m^3

- Khối lượng riêng của lỏng $\rho'_G = 954$ kg/m^3

- Sức căng bề mặt của lỏng $\sigma' = 57.10^{-3}$ N/m

- Độ nhớt của lỏng $\mu' = 1$ cP = 1.10^{-3} N.s/m^2

* Ở đỉnh tháp:

- $t_D = 57^oC$

- Khối lượng riêng của hơi $\rho_G = 2,05$ kg/m^3

- Khối lượng riêng của lỏng $\rho_L = 753$ kg/m^3

- Sức căng bề mặt của lỏng $\sigma = 20.10^{-3}$ N/m

- Độ nhớt của lỏng $\mu = 0,34$ cP = $0,34.10^{-3}$ N.s/m^2

- Khối lượng phân tử $M = 55,6$.

Xác định đường kính của tháp

- Tính thông số dòng của đoạn chưng (phương trình 7.17):

$$F_{LGC} = \frac{L'}{V'}\sqrt{\frac{\rho'_G}{\rho'_L}} = 5,0.\sqrt{\frac{0,72}{954}} = 0,14$$

- Tính thông số dòng của đoạn luyện:

$$F_{LGL} = \frac{L}{V}\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} = 0,57\sqrt{\frac{2,05}{753}} = 0,03$$

- Chọn loại đệm: Vòng Pall, kim loại, có đường kính d_p = 1 in (d_p = 25 mm) và có yếu tố đệm F_p = 183 m^{-1} (bảng 7.37).

- Chọn trở lực đệm ΔP = 83 mm cột H_2O/m lớp đệm.

- Xác định đại lượng K_4 từ hình 7.108 (tại $\Delta P = 83mm$ cột H_2O/m đệm):

+ Đoạn chưng: tại $F_{LGC} = 0,14$ tìm được $K_4 = 1,8$; Tại chế độ sặc $K_{4,S} = 2,8$

+ Đoạn luyện : tại $F_{LGL} = 0,03$ tìm được $K_4 = 2,85$; Tại chế độ sặc $K_{4,S} = 5,4$

- Lưu lượng dòng hơi được xác định theo công thức (7.108):

+ Đoạn chưng:

$$V_{w'}^{*'} = \left[\frac{K_4.\rho_G^{'}.\left(\rho_L^{'} - \rho_G^{'}\right)}{13,1.F_p.\left(\mu_L/\rho_L\right)^{0,1}} \right]^{1/2} = \left[\frac{1,8.0,72.(954 - 2,05)}{13,1.183.(10^{-3}/954)^{0,1}} \right]^{1/2} = 1,428 \text{ kg/m}^2\text{.s.}$$

+ Đoạn luyện:

$$V_w^{*} = \left[\frac{2,85.2,05.(753 - 2,05)}{13,1.183.\left(0,34.10^{-3}/753\right)^{0,1}} \right]^{1/2} = 2,81 \text{ kg/m}^2\text{.s.}$$

- Đường kính của tháp:

+ Đoạn chưng:

$$A_C = \frac{\pi D_C^2}{4} = \frac{V'}{V^{*'}} = \frac{0,8115}{1,428} = 0,57 \text{ m}^2$$

$$D_C = \sqrt{\frac{4}{\pi}.A_C} = \sqrt{\frac{4}{3,14}.0,68} = 0,85 \text{ m}$$

+ Đoạn luyện:

$$A_L = \frac{\pi D_L^2}{4} = \frac{V}{V^*} = \frac{0,857}{2,81} = 0,395 \text{ m}^2$$

$$D_l = \sqrt{\frac{4}{\pi}.A_L} = \sqrt{\frac{4}{3,14}.0,395} = 0,62 \text{ m}$$

- Kiểm tra kích thước đệm đã chọn:

Tỷ số đường kính đoạn chưng/ đường kính viên đệm = $\frac{850}{25,4} = 33$

Tỷ số đường kính đoạn luyện / đường kính viên đệm = $\frac{620}{25,4} = 25$

- Tính % so với chế độ sặc (đồ thị 7.108):

+ Đoạn chưng: Khi $F_{LGC} = 0,14$ tại điểm sặc $K_{4,S} = 2,8$ và tại điểm làm việc $K_4 = 1,8$

$$\sqrt{\frac{K_4}{K_{4,S}}}.100 = \sqrt{\frac{1,8}{2,8}}.100 = 80\%$$

+ Đoạn luyện: Khi $F_{LGL} = 0,03$ tại điểm sặc $K_{4,S} = 5,4$ và tại điểm làm việc $K_4 = 2,85$

$$\sqrt{\frac{K_4}{K_{4,S}}}.100 = \sqrt{\frac{2,85}{5,4}}.100 = 73\%$$

- Do % sặc của đoạn chưng bằng 80% nên chọn đường kính toàn tháp D = D_C = 0,85m. Tuy nhiên do đường kính của 2 đoạn tháp khác nhau trên 20% nên cũng có thể thiết kế tháp có đường kính đoạn chưng và đoạn luyện khác nhau.

7.11.3. Chiều cao của lớp đệm

7.11.3.1. Phương pháp số đĩa lý thuyết

Theo phương pháp số đĩa lý thuyết, chiều cao của lớp đệm trong tháp có thể xác định theo công thức:

$$H = N_{LT}.h_{TĐ} = N_{LT}.HETP \qquad (1.149)$$

Ở đây: N_{lT} - số đĩa lý thuyết của tháp;

$h_{TĐ}(HETP)$ - chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết, m.

Eckert (1975) đã chỉ ra rằng trong chưng cất nếu như đảm bảo được điều kiện phân bố đồng đều của dòng lỏng và khi trở lực của lớp đệm lớn hơn 17 mm cột nước/m chiều cao lớp đệm thì chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết cho loại đệm và kích thước của đệm đã chọn hầu như bằng một hằng số và ít phụ thuộc vào các tính chất vật lý của hệ dung dịch.

Cho đệm loại vòng Pall chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết nằm trong khoảng sau đây:

Kích thước đệm, mm	HETP, m
25 (1 in)	0,4 - 0,5
38 (1,5 in)	0,6 - 0,75
50 (2 in)	0,75 - 1

Chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP cho loại đệm kiểu yên ngựa cũng sẽ tương tự như cho loại đệm vòng Pall nếu như trở lực của đệm không nhỏ hơn 29 mm cột H_2O /m chiều cao lớp đệm. Cho loại đệm vòng Rashig, chiều cao HETP sẽ cao hơn so với đệm loại vòng Pall và đệm loại yên ngựa và các giá trị dẫn ở trên cho đệm loại vòng Pall chỉ có thể sử dụng được cho đệm loại vòng Rashig khi trở lực của lớp đệm lớn hơn 42 mm cột H_2O/m chiều cao lớp đệm.

Chi tiết hơn về các phương pháp xác định chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP xem trong phần "7.6.9.4 Các phương pháp dự đoán chiều cao HETP".

7.11.3.2. Phương pháp số đơn vị chuyển khối

Theo phương pháp số đơn vị chuyển khối, chiều cao của lớp đệm ở trong tháp có thể xác định theo công thức:

$$H = n_{oy}.h_{oy} = n_{oy}.HTU \qquad (7.150)$$

Ở đây:

n_{oy} - số đơn vị chuyển khối,

h_{oy} (HTU) - chiều cao của một đơn vị chuyển khối.

Cho quá trình hấp thụ, số đơn vị chuyển khối được tính theo công thức:

$$n_{oy} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (7.151)$$

Ở đây:

y^* - nồng độ phần mol của pha khí (hơi) ở trạng thái cân bằng pha với pha lỏng;

y_1, y_2 - nồng độ phần mol của cấu tử phân bố ở đáy tháp và đỉnh tháp.

Chiều cao của một đơn vị chuyển khối h_{oy} có thể tính theo công thức:

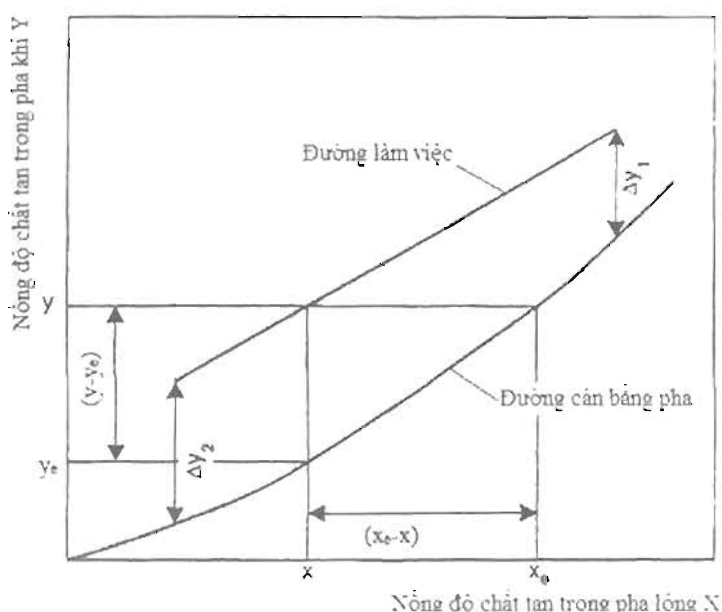
$$h_{oy} = h_y + m.\frac{G}{L}.h_x \quad (7.152)$$

Ở đây:

h_y, h_x - chiều cao của một đơn vị cấp khối trong pha khí (hơi) và pha lỏng;

m - hệ số góc của đường cân bằng pha;

$\frac{L}{G}$ - hệ số góc của đường làm việc.



Hình 7.109. Đồ thị y - x của quá trình hấp thụ

Các phương pháp dự đoán chiều cao của một đơn vị chuyển khối

Hiện tại chưa có phương pháp nào có thể dùng để dự đoán được chiều cao của một đơn vị chuyển khối cho tất cả các hệ. Thực tế chiều cao của đơn vị chuyển khối phụ thuộc không chỉ vào các tính chất vật lý của hệ, vào lưu lượng của các dòng lỏng và dòng khí mà còn phụ thuộc vào mức độ đồng đều trong phân bố dòng lỏng ở trong tháp. Mức độ phân bố đồng đều của dòng lỏng lại phụ thuộc vào đường kính và chiều cao của tháp.

Do chiều cao của đơn vị chuyển khối phụ thuộc vào các yếu tố nêu ở trên nên sẽ rất khó để có thể thực hiện việc chuyển quy mô các kết quả thực nghiệm nhận được ở quy mô phòng thí nghiệm và quy mô bán sản xuất sang quy mô công nghiệp. Vì vậy trong những trường hợp cụ thể nên ưu tiên sử dụng các kết quả thực nghiệm nhận được từ các tháp đang hoạt động có đường kính tương tự để thiết kế các tháp mới.

Các kết quả thực nghiệm của chiều cao một đơn vị chuyển khối của một số hệ đã được Cornell, Eckert, Vital và các cộng sự công bố. Các giá trị được lựa chọn từ các số liệu trên của chiều cao đơn vị chuyển khối xem trong bảng 7.46

Có nhiều phương pháp dùng để dự đoán chiều cao cua đơn vị chuyển khối đã được công bố. Để dùng cho mục đích thiết kế sơ bộ, phương pháp của Cornell và phương pháp của Onda chứng tỏ có độ tin cậy. Trong trường hợp thiếu các số liệu thực nghiệm, hai phương pháp trên có thể được sử dụng cho phương án thiết kế cuối cùng nhưng nên sử dụng với hệ số an toàn thích hợp.

Cơ sở để xây dựng hai phương pháp trên hoàn toàn khác nhau và vì vậy có thể sử dụng hai phương pháp này để kiểm tra lẫn nhau. Khi sử dụng các phương pháp dự đoán chiều cao của đơn vị chuyển khối nhất thiết phải có các phán xét về các kết quả nhận được, vì vậy sẽ rất có ích khi sử dụng một số phương pháp dự đoán và so sánh các kết quả nhận được.

Một số các giá trị tiêu biểu về chiều cao h_{oy} cho các đệm loại đổ ngẫu nhiên

d_p	h_{oy}
25 mm (1 in)	0,3 - 0,6 m (1 - 2 ft)
38 mm (1,5 in)	0,5 - 0,75 m (1,5 - 2,5 ft)
50 mm (2 in)	0,6 - 1,0 m (2 - 3 ft)

Bảng 7.46. Hiệu suất của một số loại đệm đổ ngẫu nhiên

Hệ	Áp suất, kPa	Đường kính tháp,m	Loại đệm	Kích thước đệm,mm	h_{oy}, m (HTU)	$h_{TĐ}$,m (HETP)
Hấp thụ						
Hydro Cacbon	6000	0,9	Pall	50		0,85
NH_3 - Không khí - H_2O	101	-	Berl	50	0,5	
Không khí - H_2O	101	-	Berl	50	0,5	
Axêtôn - H_2O	101	0,6	Pall	50		0,75
Chưng cất						
Pentan - Prôpan	101	0,46	Pall	25		0,46
Rượu Iso propylic - H_2O	101	0,46	Intalox	25	0,75	0,5
Mêtanol - H_2O	101	0,41	Pall	25	0,52	
	101	0,2	Intalox	25		0,46
Axêtôn - H_2O	101	0,46	Pall	25		0,37
	101	0,36	Intalox	25		0,46
	101	0,38	Pall	38	0,55	0,45
	101	0,38	Intalox	50	0,50	0,45
	101	1,07	Intalox	38		1,22
Axit foocmic - H_2O	101	0,91	Pall	50		0,45
MEK - Tôluen	101	0,38	Pall	25	0,29	0,35
	101	0,38	Intalox	25	0,27	0,23
	101	0,38	Berl	25	0,31	0,31

Phương pháp Cornell dùng để dự đoán chiều cao của đơn vị chuyển khối

Cornell và các cộng sự (1960) đã tổng quan và xử lý các số liệu thực nghiệm đã công bố và đưa ra các phương trình kinh nghiệm dùng để dự đoán chiều cao của đơn vị cấp khối trong pha khí (hơi) và pha lỏng. Phương pháp này đã tính đến ảnh hưởng của các tính chất vật lý của hệ, của tốc độ các dòng lỏng và dòng khí, của đường kính và chiều cao của tháp.

Các phương trình và các đồ thị của phương pháp Cornell được áp dụng cho một dãy các kích thước của vòng đệm Rashig và đệm yên ngựa Berl. Tuy nhiên ở đây sẽ chỉ đưa ra các phương trình và đồ thị cho đệm loại yên ngựa Berl vì đệm Rashig đã không còn được sử dụng trong các tháp mới được chế tạo. Mặc dù hiệu suất của đệm loại vòng Pall và đệm loại yên ngựa Intalox sẽ cao hơn hiệu suất của đệm yên ngựa Berl, nhưng phương pháp Cornell vẫn có thể sử dụng để đưa ra các kết quả chặt chẽ cho các loại đệm vòng Pall và vòng yên ngựa Intalox.

Bravo và Fair (1982) đã mở rộng các phương trình của Cornell cho đệm vòng Pall kim loại.

Các phương trình của Cornell

$$h_y = 0,01.\psi_h.(Sc)_v^{0,5}.\left(\frac{D_T}{0,305}\right)^{1,11}.\frac{\left(\frac{H_T}{3,05}\right)^{0,33}}{\left(L_w^*.f_1.f_2.f_3\right)^{0,5}} \tag{7.153}$$

$$h_x = 0,305.\phi_h(Sc)_L^{0,5}\left(\frac{H_T}{3,05}\right)^{0,15} \tag{7.154}$$

Ở đây:

h_y – chiều cao của một đơn vị cấp khối trong pha khí, m;

h_x – chiều cao của một đơn vị cấp khối trong pha lỏng, m;

$(Sc)_v = \frac{\mu_v}{\rho_v D_v}$ – chuẩn số Schmidt của pha khí;

$(Sc)_L = \frac{\mu_L}{\rho_l D_l}$ – chuẩn số Schmidt của pha lỏng;

D_T – đường kính của tháp, m;

H_T – chiều cao của lớp đệm, m;

K_3 – hệ số phần trăm sặc đệm (hình 7.112);

ψ_h – hệ số xác định theo hình 7.113;

ϕ_h – hệ số xác định theo hình 7.114;

L_w^* – tốc độ khối lượng của dòng lỏng tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kg/m^2.s;

$f_1 = \left(\frac{\mu_L}{\mu_w}\right)^{0,16}$ – hệ số hiệu chỉnh độ nhớt của lỏng;

$f_2 = \left(\frac{\rho_w}{\rho_L}\right)^{1,25}$ – hệ số hiệu chỉnh khối lượng riêng của lỏng;

$f_3 = \left(\frac{\sigma_w}{\sigma_L}\right)^{0,8}$ – hệ số hiệu chỉnh sức căng bề mặt của lỏng;

μ_w, ρ_w, σ_w – độ nhớt, khối lượng riêng và sức căng bề mặt của lỏng ở 20°C;

Tất cả các tính chất khác của hệ được xác định tại nhiệt độ của tháp.

Các số hạng $\frac{D_T}{0,305}$ và $\frac{H_T}{3,05}$ được đưa vào phương trình để tính đến ảnh hưởng của đường kính tháp và chiều cao của lớp đệm đến chiều cao của đơn vị chuyển khối. Giá trị "chuẩn" được chọn của đường kính tháp $D_T = 1ft(0,305m)$ và của chiều cao lớp đệm H_T = 10 ft (3,05 m). Rõ ràng số hạng hiệu chỉnh này sẽ cho kết quả vô lý nếu nó được sử dụng trong một khoảng rộng của các giá trị của đường kính tháp và của chiều cao lớp đệm. Cho mục đích thiết kế, số hạng hiệu chỉnh theo đường kính nên chọn cố định bằng 2,3 cho tháp có đường kính D_T > 0,6 m (2 ft), còn số hạng hiệu chỉnh theo chiều cao lớp đệm chỉ nên đưa vào khi khoảng cách giữa hai bộ phân phối lỏng lớn hơn 3m.

Để sử dụng hình 7.112 và 7.113 cần phải ước lượng được % sặc đệm. Đại lượng này có thể tìm được theo hình 7.108 dựa vào đường sặc đệm và được tính theo công thức:

$$\%\ \text{sặc đệm} = \left[\frac{K_4}{K_{4,S}}\right]^{1/2} \tag{7.155}$$

Ở đây:

K_4 – tại giá trị trở lực theo thiết kế;

$K_{4,S}$ – tại chế độ sặc của đệm.

Phương pháp Onda dùng để dự đoán chiều cao của đơn vị chuyển khối

Onda và các cộng sự (1968) đã công bố các phương trình rất hữu ích dùng để xác định các hệ số cấp khối β_y, β_x và diện tích thấm ướt đệm hiệu dụng a_w. Các phương trình này có thể sử dụng để tính các chiều cao cấp khối h_y, h_x.

Các phương trình trên đã được xây dựng trên cơ sở một số lượng lớn các số liệu thực nghiệm của các quá trình hấp thụ và chưng cất cho các loại đệm khác nhau (trong đó có đệm loại vòng Pall và đệm loại yên ngựa Berl).

Công thức dùng để xác định diện tích thấm ướt đệm hiệu dụng có dạng sau:

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp\left[-1,45.\left(\frac{\sigma_C}{\sigma_L}\right)^{0,75}.\left(\frac{L_w^*}{a\mu_L}\right)^{0,1}.\left(\frac{L_w^{*2}.a}{\rho_L^2.g}\right)^{-0,05}.\left(\frac{L_w^{*2}}{\rho_L\sigma_L a}\right)^{0,2}\right] \tag{7.156}$$

Công thức dùng để xác định các hệ số cấp khối:

$$\beta_L\left(\frac{\rho_L}{\mu_L.g}\right)^{1/3} = 0.0051.\left(\frac{L_w^*}{a_w\mu_L}\right)^{2/3}.\left(\frac{\mu_L}{\rho_L.D_l}\right)^{-1/2}.(a.d_p)^{0,4} \tag{7.157}$$

$$\frac{\beta_y}{a}\frac{RT}{D_v} = K_5.\left(\frac{V_w^*}{a.\mu_v}\right)^{0,7}.\left(\frac{\mu_v}{\rho_v.D_v}\right)^{1/3}.(a.d_p)^{-2,0} \tag{7.158}$$

Ở đây:

K_5 = 5,26 cho các kích thước đệm d_p > 15 mm;

$K_5 = 2,00$ cho các kích thước đệm $d_p < 15$ mm;

L_w^* - tốc độ khối lượng của dòng lỏng tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kg/m^2.s;

V_w^* - tốc độ khối lượng của dòng khí tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kg/m^2.s;

a_w - diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng (diện tích thấm ướt hiệu dụng) của đệm tính theo một đơn vị thể tích của lớp đệm, m^2/m^3;

a- diện tích bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3;

d_p - kích thước của đệm, m;

σ_c - sức căng bề mặt tới hạn của vật liệu chế tạo đệm, mN/m;

Cho các loại vật liệu chế tạo đệm thường gặp, sức căng bề mặt σ_c có giá trị sau:

Vật liệu	σ_c, **mN/m**
Gốm, sứ	61
Thép	75
Nhựa Polyetylen	33
Cácbon	56

σ_L - sức căng bề mặt của lỏng, mN/m;

β_y - hệ số cấp khối trong pha khí, $\mathrm{kmol}/\mathrm{m^2.s.atm}$ hoặc $\mathrm{kmol}/\mathrm{m^2.s.bar}$;

β_x - hệ số cấp khối trong pha lỏng, $\dfrac{\mathrm{kmol}}{\mathrm{m^2.s.}\left(\mathrm{kmol}/\mathrm{m^3}\right)} = \mathrm{m}/\mathrm{s}$.

Chú ý

- Tất cả các cụm đại lượng trong các phương trình trên đều là các cụm đại lượng không thứ nguyên;
- Đơn vị đo của hệ số cấp khối β_y phụ thuộc vào đơn vị đo của hằng số khí:

$$R = 0,08206\ \mathrm{atm.m^3}/\mathrm{kmol.^\circ K}$$

hoặc
$$R = 0,8314\ \mathrm{bar.m^3}/\mathrm{kmol.^\circ K}$$

Chiều cao của hệ số cấp khối h_y và h_x được tính theo các công thức:

$$h_y = \frac{G_m}{\beta_y . a_w . P} \tag{7.159}$$

$$h_x = \frac{L_m}{\beta_x . a_w . C_T} \tag{7.160}$$

Ở đây:

P - áp suất làm việc của tháp, atm hoặc bar;

$$C_T = \frac{\rho_L}{M_{dm}},\ \mathrm{kmol/m^3};$$

M_{dm} - khối lượng phân tử của dung môi, kg/kmol;

G_m - tốc độ mol của dòng khí tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kmol/m^2.s;

L_m - tốc độ mol của dòng lỏng tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kmol/m^2.s;

Phương trình Bravo - Fair dùng để xác định diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng:

$$\frac{a_w}{a}=19,76.\frac{\sigma^{0,5}}{H^{0,4}}\left(\frac{\mu_L.U_L}{\sigma_L}.\frac{U_v.\rho_v}{a.\mu_v}\right)^{0,392} \qquad (7.171)$$

Các đại lượng trong phương trình trên có đơn vị đo thuộc hệ SI.

Ở đây: H - chiều cao lớp đệm, m.

Phương trình trên phản ánh ảnh hưởng của chiều cao lớp đệm H đến diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng a_w (phương trình này tính đến sự phân bố không đồng đều của dòng lỏng).

Diện tích bề mặt a_w tính được theo phương trình trên sau đó sẽ được sử dụng để tính các hệ số cấp khối β_x và β_y theo phương trình của Onda.

Ví dụ 7.11. Áp dụng phương pháp Cornell và phương pháp Onda để tính chiều cao của tháp hấp thụ khí SO_2.

Phương pháp Onda

Tiến hành hấp thụ SO_2 từ hỗn hợp với không khí bằng nước trong tháp chuyển khối loại đệm.

Biết:

1, Năng suất của tháp theo hỗn hợp đầu (chứa 8% thể tích khí SO_2) bằng 5000 kg/h.

2, Nhiệt độ làm việc của tháp t = 20^{o}C;

3, Hiệu suất hấp thụ khí SO_2 trong tháp bằng 95%;

4, Tháp làm việc ở áp suất khí quyển.

5, Số liệu cân bằng pha lỏng - khí (Chemical Engineers Handbook,5th edn,Mc Graw-Hill,1973):

X_{SO_2},% khối lượng	0,05	0,1	0,15	0,2	0,3	0,5	0,7	1,0	1,5
Áp suất riêng phần của khí p_{SO_2},mmHg	1,2	3,2	5,8	8,5	14,1	26	39	59	92

Hãy thiết kế sơ bộ tháp hấp thụ khí SO_2 ở điều kiện trên.

Bài giải

- Hệ số khuếch tán của khí trong lỏng D_L = 1,7.10^{-9} m^2/s;

- Hệ số khuếch tán trong pha khí D_V = 1,45.10^{-5} m^2/s;

(Các hệ số khuếch tán D_L và D_V được tính theo các phương trình kinh nghiệm).

- Khối lượng riêng của khí ρ_v = 1,21 kg/m^3;

- Khối lượng riêng của nước ρ_l =1000 kg/m^3.

- Độ nhớt của nước μ_l = 1.10^{-3} N.s/m^2;

- Độ nhớt của khí μ_v = 0,018.10^{-3} N.s/m^2;

- Chuẩn số Schmidt của pha khí và pha lỏng:

$$(Sc)_v = \frac{\mu_v}{\rho_v D_v} = \frac{0,018.10^{-3}}{1,21.1,45.10^{-5}} = 1,04$$

$$(Sc)_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_l} = \frac{10^{-3}}{1000.1,7.10^{-9}} = 588$$

- Tốc độ của dòng lỏng:

+ Tốc độ của dòng khí: $G = \frac{5000}{3600} = 1,39\,{}^{kg}/_{s} \Rightarrow \frac{1,39}{29} = 0,048\,{}^{kmol}/_{s}$

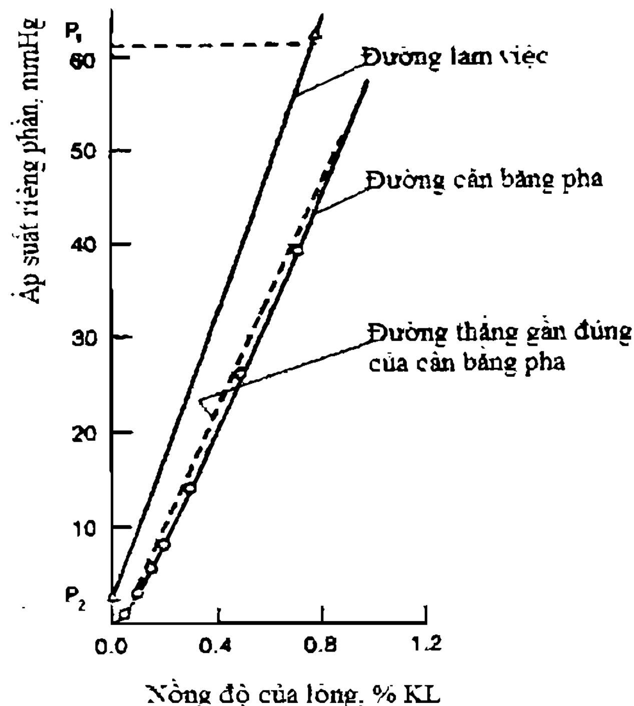
+ Hệ số góc của đường cân bằng pha xác định trực tiếp từ đồ thị:

Nồng độ phần mol của pha lỏng và pha khí tại 1% khối lượng và p = 59 mmHg:

$$x = \frac{{}^{1}/_{64}}{{}^{1}/_{64} + {}^{(100-1)}/_{18}} = 0,0028$$

$$y^* = \frac{59}{760} = 0,0776$$

Hệ số góc của đường cân bằng pha: $m = \frac{y^*}{x} = \frac{0,0776}{0,0028} = 27,4$



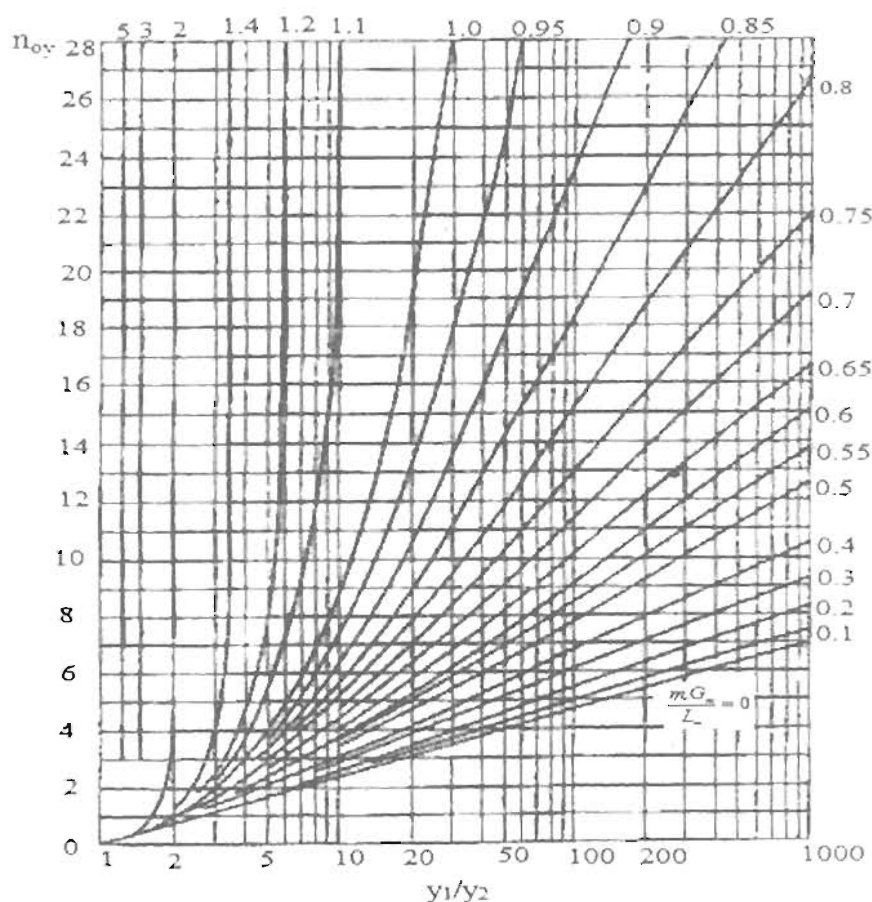
Hình 7.110. Thiết kế tháp hấp thụ SO_2.

+ Để đưa ra được lưu lượng dòng dung môi đạt được hiệu quả kinh tế cao nhất cần phải xét đồng thời quá trình hấp thụ và quá trình nhả khí. Trong phạm vi của ví dụ này sẽ chỉ xét riêng quá trình hấp thụ.

Sử dụng hình 7.111 sẽ thiết lập được sự phụ thuộc của số đơn vị chuyển khối n_{oy} vào lưu lượng của dòng dung môi để từ đó xác định được lưu lượng dòng lỏng thích hợp:

$\frac{m.G_m}{L_m}$	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
n_{oy}	3,7	4,1	6,3	8	10,8	19,0

Số liệu trong bảng trên cho thấy lưu lượng dòng lỏng thích hợp nằm trong khoảng $\frac{m.G_m}{L_m} = 0,6 \div 0,8$. Khi đại lượng $\frac{m.G_m}{L_m} < 0,6$ để đạt được sự thay đổi nhỏ về số đơn vị chuyển khối cần phải tăng nhiều lưu lượng dòng lỏng. Trong khi đó nếu $\frac{m.G_m}{L_m} > 0,8$ số đơn vị chuyển khối sẽ tăng nhanh khi lưu lượng dòng lỏng tăng.



Hình 7.111. Sự phụ thuộc của số đơn vị chuyển khối vào tỷ số y_1/y_2

$m.G_m/L_m$ – tham số trên đồ thị.

Tính kiểm tra nồng độ của lỏng khi đi ra khỏi tháp tại giá trị $\frac{m.G_m}{L_m} = 0,6$ và 0,8:

Cân bằng vật chất của tháp: $L_m(x_c - x_d) = G_m(y_1 - y_2)$

Do dung môi đầu là nước sạch nên $x_d = 0$, nên rút ra được:

$$x_c = \frac{G_m}{L_m}(y_1.95\%) = \frac{G_m}{L_m}(0,08.0,95) = \frac{m}{22,4}.\frac{G_m}{L_m}.0,076$$

Khi $\dfrac{m.G_m}{L_m} = 0{,}6\ x_c = 1{,}66.10^{-3}$ (phần mol);

$\dfrac{m.G_m}{L_m} = 0{,}8\ x_c = 2{,}22.10^{-3}$ (phần mol).

Chọn giá trị $\dfrac{m.G_m}{L_m} = 0{,}8$, khi đó nồng độ cuối x_c sẽ cao hơn và sẽ thuận tiện hơn cho quá trình nhả khí nhưng không làm tăng đáng kể số đơn vị chuyển khối của tháp hấp thụ.

Như vậy chọn hệ số góc $tg\alpha$ của đường làm việc bằng 0,8: $\dfrac{mG}{L} = tg\alpha = 0{,}8$

Từ đây rút ra tốc độ của dòng lỏng:

$$L = \frac{mG}{0{,}8} = \frac{27{,}4.0{,}048}{0{,}8} = 1{,}64\ \mathrm{kmol}/\mathrm{s}$$

$$L = 1{,}64.M_{H_2O} = 1{,}64.18 = 29{,}5\ \mathrm{kg}/\mathrm{s}$$

và

$$L_w^{*} = \frac{L}{A_T} = \frac{29{,}5}{1{,}77} = 16{,}7\ \mathrm{kg}/\mathrm{m^2.s}$$

(Ở đây: A_T - diện tích tiết diện ngang của tháp có đường kính D_T = 1,5 m).

Từ hình 7.112, tại 60% của trạng thái sặc đệm: $K_3 = 0{,}85$;

Từ hình 7.113, cho đệm có d_p = 38 mm tại 60% của trạng thái sặc đệm: $\psi_h = 80$;

Từ hình 7.114, cho đệm có d_p = 38 mm tại giá trị $L_w^{*} = 16{,}7$: $\phi_h = 0{,}1$.

Do chiều cao của đơn vị chuyển khối bằng khoảng 1m nên khi số đơn vị chuyển khối $n_{oy} = 8$ thì chiều cao của lớp đệm H_T sẽ bằng khoảng 8m.

Do đường kính tháp $D_T > 0{,}6\,m$ nên số hạng $D_T/0{,}305$ chọn bằng 2,3. Chiều cao của đơn vị cấp khối trong pha lỏng được xác định theo công thức (7.154):

$$h_x = 0{,}305.\phi_h.(Sc)_l^{0,5}.K_3.\left(\frac{H_T}{3{,}05}\right)^{0,15}$$

$$= 0{,}305.0{,}1.(588)^{0,5}.0{,}85.\left(\frac{8}{3{,}05}\right)^{0,15}$$

$$= 0{,}7\ m$$

- Chiều cao của đơn vị cấp khối trong pha khí được tính theo công thức (7.153):

Do lỏng là nước có nhiệt độ 20°C nên: $f_1 = f_2 = f_3 = 1$ và

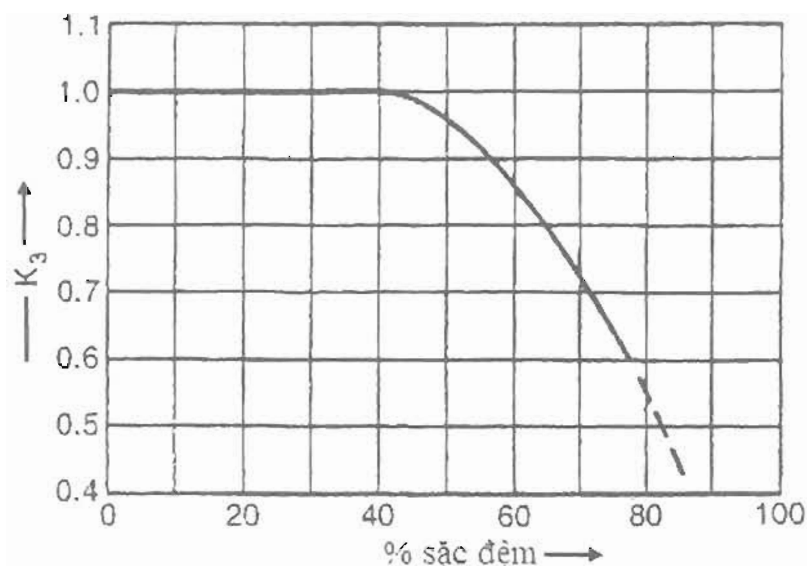
$$h_y = 0{,}011.\psi_h.(Sc)_v^{0,5}.\left(\frac{D_T}{0{,}305}\right)^{1,11}.\left(\frac{H_T}{3{,}05}\right)^{0,33} \Big/ \left(L_w^{*}.f_1.f_2.f_3\right)^{0,5}$$

$$= 0{,}011.80.(1{,}04)^{0,5}.(2{,}3).\left(\frac{8}{3{,}05}\right)^{0,33} \Big/ (16{,}7.1.1.1)^{0,5}$$

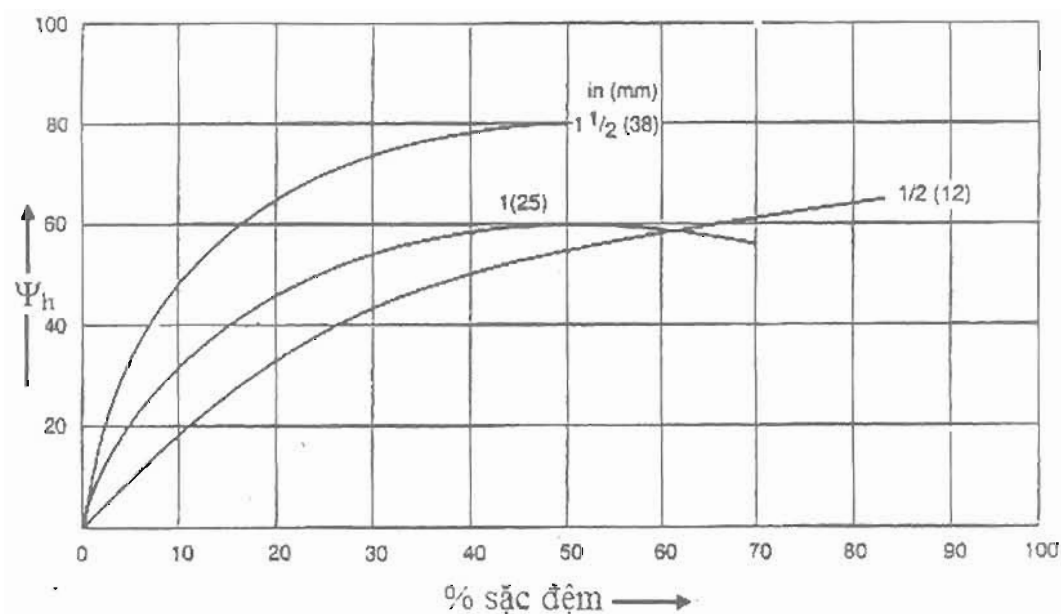
$$= 0{,}7\ m$$

- Chiều cao của đơn vị chuyển khối:

$$h_{oy} = h_y + \frac{m.G_m}{L_m}.h_x = 0,7 + 0,8.0,7 = 1,3\,m$$



Hình 7.112. Hệ số hiệu chỉnh % sặc đệm.

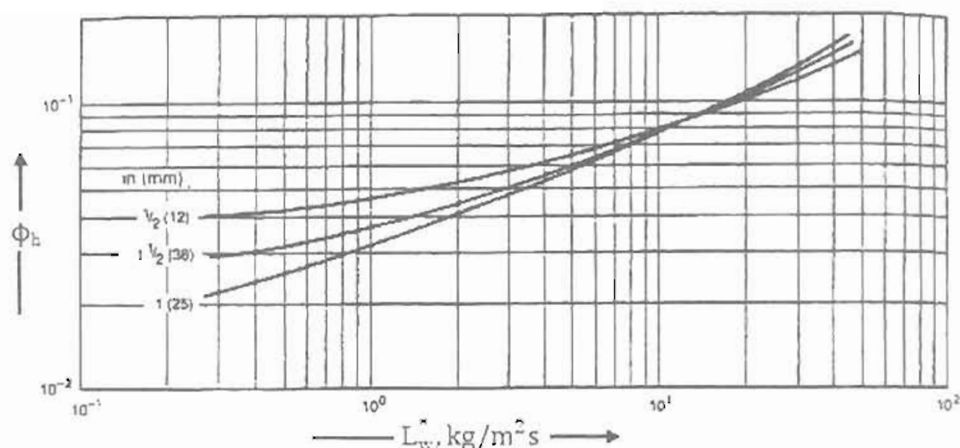


Hình 7.113. Hệ số ψ_h cho h_y của đệm yên ngựa Berl.

- Chiều cao của lớp đệm:

$$H_T = n_{oy}.h_{oy} = 8.1,3 = 10,4\,m$$

Giá trị này gần với giá trị ước tính 8 m.



Hình 7.114. Hệ số ϕ_h cho h_x của đệm yên ngựa Berl

Phương pháp Onda

- Hằng số khí R = 0,08314 bar.m³/kmol.°K;
- Sức căng bề mặt của nước ở 20°C: $\sigma_L = 70.10^{-3}\ N/m$;
- Độ nhớt của lỏng (nước) tại 20°C: $\mu_L = 1.10^{-3}\ N.s/m^2$;
- g = 9,81 m/s²;
- Chọn đệm Intalox bằng gốm sứ có:

+ Kích thước $d_p = 38.10^{-3}$ m

+ Bề mặt riêng $a = 194\ m^2/m^3$

+ Sức căng bề mặt tới hạn của gốm sứ $\sigma_c = 61.10^{-3}\ N/m$.

- Xác định bề mặt tiếp xúc pha hiệu dụng a_w theo công thức (7.156):

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp\left[-1,45.\left(\frac{\sigma_c}{\sigma_L}\right)^{0,75}.\left(\frac{L_w^*}{a.\mu_L}\right)^{0,1}.\left(\frac{L_w^{*2}.a}{\rho_L^2.g}\right)^{-0,05}.\left(\frac{L_w^{*2}}{\rho_L.\sigma_L.a}\right)^{0,2}\right]$$

$$= 1 - \exp\left[-1,45.\left(\frac{61.10^{-3}}{70.10^{-3}}\right)^{0,75}.\left(\frac{16,7}{194.1.10^{-3}}\right)^{0,1}.\left(\frac{16,7^2.194}{1000^2.9,81}\right)^{-0,05}.\left(\frac{16,7^2}{1000.70.10^{-3}.194}\right)^{0,2}\right]$$

$$= 0,71$$

Và $a_w = 0,71.a = 0,71.194 = 138\ m^2/m^3$.

- Xác định hệ số cấp khối trong pha lỏng β_x theo công thức (7.157):

$$\beta_x.\left(\frac{\rho_L}{\mu_L.g}\right)^{1/3} = 0,0051.\left(\frac{L_w^*}{a_w.\mu_L}\right)^{2/3}.\left(\frac{\mu_L}{\rho_L.D_L}\right)^{-1/2}.(a.d_p)^{0,4}$$

$$\beta_x.\left[\frac{1000}{1.10^{-3}.9,81}\right]^{1/3} = 0,0051.\left(\frac{16,7}{138.1.10^{-3}}\right)^{2/3}.\left[\frac{1.10^{-3}}{1000.1,7.10^{-9}}\right]^{-1/2}.(194.38.10^{-3})^{0,4}.$$

$$\beta_x = 2,5.10^{-4}\ m/s$$

- Xác định hệ số cấp khối trong pha khí:

+ Tốc độ của pha khí tính theo 1 đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp:

Do nên $$A_T = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14.1,5^2}{4} = 1,77\,m^2$$

Nên $$V_w^\bullet = \frac{V}{A_T} = \frac{1,39}{1,77} = 0,79\,{kg}/{m^2.s}$$

+ Hệ số cấp khối trong pha khí được tính theo công thức (7.158):

$$\frac{\beta_y}{a}.\frac{RT}{D_y} = K_5.\left(\frac{V_w^\bullet}{a.\mu_y}\right)^{0,7}.\left(\frac{\mu_y}{\rho_y.D_y}\right)^{1/3}.(a.d_p)^{-2,0}$$

Ở đây $K_5 = 5,26$ (do $d_p > 15\,mm$)

$$\frac{\beta_y.0,08314.(273+20)}{194.1,45.10^{-5}} = 5,26.\left(\frac{0,79}{194.0,018.10^{-3}}\right)^{0,7}.\left(\frac{0,018.10^{-3}}{1,21.1,45.10^{-5}}\right)^{1/3}.(194.38.10^{-3})^{-2,0}$$

$$\beta_y = 5,0.10^{-4}\,{kmol}/{s.m^2.bar}$$

- Xác định chiều cao cấp khối trong pha khí h_y:

$$+\ G_m = \frac{V_w^\bullet}{M_{kh}} = \frac{0,79}{29} = 0,027\,{kmol}/{m^2.s}$$

$$+\ h_y = \frac{G_m}{\beta_y.a_w.P} = \frac{0,027}{5,0.10^{-4}.138.1,013} = 0,39\,m$$

Ở đây P = 1,013 bar - áp suất làm việc của tháp.

- Xác định chiều cao cấp khối trong pha lỏng h_x:

$$+\ L_m = \frac{L_w^\bullet}{M_l} = \frac{16,7}{18} = 0,93\,{kmol}/{m^2.s}$$

$$+\ C_T = \frac{\rho_L}{M_L} = \frac{1000}{18} = 55,6\,{kmol}/{m^3}$$

$$+\ h_x = \frac{L_m}{\beta_x.a_w.C_T} = \frac{0,93}{2,5.10^{-4}.138.55,6} = 0,49\,m$$

- Chiều cao của đơn vị chuyển khối:

$$h_{oy} = h_y + \frac{m.G_m}{L_m}h_x = 0,39 + 0,8.0,49 = 0,78\,m$$

Nhận xét:

- Kết quả xác định chiều cao của đơn vị chuyển khối h_{oy} theo phương pháp Cornell lớn hơn so với phương pháp Onda, vì vậy để có hệ số an toàn trong thiết kế chọn kết quả của phương pháp Cornell ($h_{oy} = 1,3$m)

- Chiều cao của lớp đệm làm tròn lên H_T = 11 m.

- Do thiếu các số liệu thực nghiệm về chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết cho quá trình hấp thụ, nên phương pháp số đơn vị chuyển khối được sử dụng rộng rãi để xác định chiều cao của tháp hấp thụ loại đệm.

Ví dụ 7.12. Xác định chiều cao của tháp chưng luyện loại đệm.

Chưng cất hỗn hợp Axêtôn - Nước được tiến hành trong tháp chưng luyện loại đệm. Các điều kiện như trong ví dụ 7.5. Hãy xác định chiều cao của tháp.

Bài giải

Các kết quả nhận được trong ví dụ 7.5:

- Số đĩa lý thuyết của đoạn chưng: N_{LTC} = 9

Số đĩa lý thuyết đoạn luyện: N_{LTL} = 7

- Đoạn chưng:

+ $t^o = 79^oC$ + D_T = 0,85 m

+ $D_L = 4,64.10^{-9}$ m²/s + ρ'_L = 925 kg/m³

$D_v = 1,86.10^{-5}$ m²/s ρ'_V = 1,35 kg/m³

+ $\mu_L = 0,934.10^{-3}$ N.s/m² + L' = 811,6 kmol/h = 4,058 kg/s

$\mu_V = 10.10^{-6}$ N.s/m² V' = 162,3 kmol.h = 0,8 kg/s

+ M_L =20,02 kg/kmol + $a_w = 5,0.10^{-6}$ % KL

M_v = 34,04 kg/kmol $x_w = 15,5.10^{-6}$ phần mol

+ $\sigma_L = 60.10^{-3}$ N/m

- Đoạn luyện :

+ $t^o = 57^oC$ + D_T = 0,85 m

+ ρ_L = 753 kg/m³

ρ_v = 2,05 kg/m³

+ $\sigma = 23.10^{-3}$ N/m

+ $\mu_L = 0,34.10^{-3}$ N.s/m²

+ L = 31,86 kmol/h = 0,4825 kg/s

V = 55,5 kmol.h = 0,84 kg/s

- Chọn loại đệm: Intalox bằng gốm sứ có d_p = 38 mm, a = 194 m²/m³.

- Chọn trở lực của lớp đệm: ΔP = 83 mm cột H_2O/m lớp đệm.

Xác định chiều cao của đơn vị chuyển khối trong đoạn chưng

Phương pháp Cornell

- Chuẩn số Schmidt của pha khí và pha lỏng:

$$(Sc)_v = \frac{\mu_v}{\rho_v . D_v} = \frac{10.10^{-6}}{1,35.18,6.10^{-6}} = 0,398$$

$$(Sc)_L = \frac{\mu_L}{\rho_L . D_L} = \frac{0,934.10^{-3}}{925.4,64.10^{-9}} = 217,6$$

- Tốc độ dòng lỏng:

$$L = 811,6.\frac{18}{3600} = 4,058 \text{ kg/s}$$

Và $$L_w^{\bullet} = \frac{L}{A_T} = \frac{4,058}{0,567} = 7,157 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

(Ở đây A_T - diện tích tiết diện ngang của tháp có đường kính D_T = 0,85 m)

Từ hình 7.112, tại 60% của trạng thái sặc đệm: K_3 = 0,85;

Từ hình 7.113 , cho đệm có d_p = 38 mm tại 60% của trạng thái sặc đệm: ψ_h = 80;

Từ hình 7.114, cho đệm có d_p = 38 mm tại giá trị $L_w^{\bullet}$ = 7,157: φ_h = 0,07 .

Do chiều cao của đơn vị chuyển khối bằng khoảng 1m nên khi số đơn vị chuyển khối n_{oy} = 8,8 thì chiều cao của lớp đệm H_T sẽ bằng khoảng 9 m.

Do đường kính tháp $D_T > 0,6m$ nên số hạng $D_T/0,305$ chọn bằng 2,3. Chiều cao của đơn vị cấp khối trong pha lỏng được xác định theo công thức (7.154):

$$h_x = 0.305.\varphi_h.(Sc)_L^{0,5}.K_3.\left(\frac{H_T}{3,05}\right)^{0,15}$$
$$= 0.305.0,07.(217,6)^{0,5}.0,85.(2,3)^{0,15}$$
$$= 0,3 \text{ m}$$

- Chiều cao của đơn vị cấp khối trong pha khí được tính theo công thức (7.153):

$$h_y = 0,011.\psi_h.(Sc)_v^{0,5}.\left(\frac{D_T}{0,305}\right)^{1,11}.\left(\frac{H_T}{3,05}\right)^{0,33} \Big/ \left(L_w^{\bullet}.f_1.f_2.f_3\right)^{0,5}$$

Ở đây:

$$f_1 = \left(\frac{\mu_L}{\mu_w}\right)^{0,16} = \left(\frac{0,934.10^{-3}}{1.10^{-3}}\right)^{0,16} = 0,989$$

$$f_2 = \left(\frac{\rho_w}{\rho_L}\right)^{1,25} = \left(\frac{1000}{925}\right)^{1,25} = 1,102$$

$$f_3 = \left(\frac{\sigma_w}{\sigma_L}\right)^{0,8} = \left(\frac{72,8.10^{-3}}{57.10^{-3}}\right)^{0,8} = 1,216$$

$$h_y = 0,011.80.(0,398)^{0,5}.(2,3)^{1,11}.\left(\frac{9}{3,05}\right)^{0,33} \Big/ (7,157.0,989.1,102.1.216)^{0,5} = 0,649 \text{ m}$$

- Chiều cao của đơn vị chuyển khối được tính theo công thức:

$$h_{oy} = h_y + \frac{m.G_m}{L_m}.h_x$$

Ở đây:

$$V_m = \frac{V'}{A_T} = \frac{162,3}{0,567} = 286,2 \text{ kmol/h.m}^2 = 0,0795 \text{ kmol/s.m}^2$$

$$L_m = \frac{L'}{A_T} = \frac{811,6}{0,567} = 1431,4 \text{ kmol/h.m}^2 = 0,3975 \text{ kmol/s.m}^2$$

$m = 10$ – hệ số góc của đường cân bằng pha.

$$h_{oy} = 0,649 + \frac{10.0,0795}{0,3975}.0,3 = 0,649 + 2,0.0,3 = 1,25 \text{ m}$$

- Chiều cao của lớp đệm của đoạn chưng:

$$H_T = n_{oy}.h_{oy} = 8,8.1,25 = 11,0 \text{ m}$$

Giá trị này gần với giá trị ước tính $H_T = 9$ m.

Phương pháp Onda

- Hằng số khí R = 0,08314 bar.m^3/kmol.^{o}K;
- Nhiệt độ của lỏng t = 79^{o}C
- Sức căng bề mặt của lỏng ở 79^{o}C: $\sigma_L = 60.10^{-3}$ N/m;
- Độ nhớt của lỏng ở 79^{o}C: $\mu_L = 0,934.10^{-3}$ N.s/m^2;
- Khối lượng riêng của lỏng $\rho_L = 925$ kg/m^3
- Chọn đệm Intalox bằng gốm sứ có:
+ Kích thước $d_p = 38.10^{-3}$ m
+ Bề mặt riêng $a = 194$ m^2/m^3
+ Sức căng bề mặt tới hạn của gốm sứ $\sigma_c = 61.10^{-3}$ N/m.
- Xác định bề mặt tiếp xúc pha hiệu dụng a_w theo công thức (7.156):

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp\left[-1,45.\left(\frac{\sigma_c}{\sigma_L}\right)^{0,75}.\left(\frac{L_w^*}{a.\mu_L}\right)^{0,1}.\left(\frac{L_w^{*2}.a}{\rho_L^2.g}\right)^{-0,05}.\left(\frac{L_w^{*2}}{\rho_L.\sigma_L.a}\right)^{0,2}\right]$$

$$= 1 - \exp\left[-1,45.\left(\frac{61.10^{-3}}{60.10^{-3}}\right)^{0,75}.\left(\frac{7,157}{194.0,934.10^{-3}}\right)^{0,1}.\left(\frac{7,157^2.194}{925^2.9,81}\right)^{-0,05}.\left(\frac{7.157^2}{925.60.10^{-3}.194}\right)^{0,2}\right]$$

$$= 1 - 0,366 = 0,634$$

Và $a_w = 0,634.194 = 123\ m^2/m^3$.

- Xác định hệ số cấp khối trong pha lỏng β_x theo công thức (7.157):

$$\beta_x.\left(\frac{\rho_l}{\mu_L.g}\right)^{1/3} = 0,0051.\left(\frac{L_w^*}{a_w.\mu_L}\right)^{2/3}.\left(\frac{\mu_l}{\rho_l.D_L}\right)^{1/2}.\left(a.d_p\right)^{0,4}$$

$$\beta_x.\left[\frac{925}{0,934.10^{-3}.9,81}\right]^{1/3} = 0,0051.\left(\frac{7,157}{123.0,934.10^{-3}}\right)^{2/3}.\left[\frac{0,934.10^{-3}}{925.4,64.10^{-9}}\right]^{-1/2}.\left(194.38.10^{-3}\right)^{0,4}$$

$$\beta_x = \frac{0,01208}{46,563} = 2,594.10^{-4}\ m/s$$

- Xác định hệ số cấp khối trong pha hơi β_y theo công thức (7.158):

$$\frac{\beta_y}{a}.\frac{RT}{D_v} = K_5.\left(\frac{V_w^*}{a.\mu_v}\right)^{0,7}.\left(\frac{\mu_v}{\rho_v.D_v}\right)^{1/3}.\left(a.d_p\right)^{-2,0}$$

Ở đây $K_5 = 5,26$ (do $d_p > 15mm$)

$$V_w^* = \frac{V'}{A_T} = \frac{0,8}{0,567} = 1,41\ kg/m^2.s$$

$$\frac{\beta_y}{194}.\frac{0,08314.(273+79)}{1,86.10^{-5}} = 5,26.\left(\frac{1,41}{194.1,0.10^{-5}}\right)^{0,7}.\left(\frac{1,0.10^{-5}}{1,35.1,86.10^{-5}}\right)^{1/3}.\left(194.38.10^{-3}\right)^{-2,0}$$

$$\beta_y = \frac{7,127}{8110} = 8,79.10^{-4}\ kmol/s.m^2.bar$$

- Xác định chiều cao cấp khối trong pha khí h_y:

$$+\ G_m = \frac{V_w^*}{M_h} = \frac{1,41}{34,04} = 0,0414\ kmol/m^2.s$$

$$+\ h_y = \frac{G_m}{\beta_y.a_w.P} = \frac{0,0414}{8,79.10^{-4}.123.1,013} = 0,37\,m$$

- Xác định chiều cao cấp khối trong pha lỏng h_x:

$$+\ L_m = \frac{L_w^*}{M_L} = \frac{7,157}{20,02} = 0,357\ kmol/m^2.s$$

$$+\ C_T = \frac{\rho_L}{M_l} = \frac{925}{20,02} = 46,20\ kmol/m^3$$

$$+\ h_x = \frac{L_m}{\beta_x.a_w.C_T} = \frac{357}{2,594.10^4.123.46,20} = 0,242\ m$$

- Chiều cao của đơn vị chuyển khối trong đoạn chưng:

$$h_{oy} = h_y + \frac{m.G_m}{L_m}h_x = 0,37 + \frac{10.0,044}{0,357}.0,242$$

$$= 0,37 + 0,28 = 0,65\ m$$

- Chiều cao của lớp đệm của đoạn chưng:

$$H_C = n_{oy}.h_{oy} = 8,8.0,65 = 5,72 \text{ m}$$

Nhận xét

- Kết quả xác định chiều cao của đơn vị chuyển khối h_{oy} theo phương pháp Cornell lớn hơn so với phương pháp Onda, vì vậy để có hệ số an toàn trong thiết kế chọn kết quả của phương pháp Cornell (h_{oy} = 1,25 m).

- Chiều cao của tháp chưng cất loại đệm cũng có thể xác định bằng phương pháp số đĩa lý thuyết: $H = N_{LT}.h_{TĐ}$

Ở đây: N_{LT} - số đĩa lý thuyết của tháp;

$h_{TĐ}$ - chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết. Chiều cao $h_{TĐ}$ có thể tra cứu (nếu có số liệu thực nghiệm). Trong trường hợp nếu thiếu số liệu thực nghiệm có thể sử dụng công thúc kinh nghiệm để dự đoán (ví dụ công thức của Strigle (7.131)). Chiều cao $h_{TĐ}$ cũng có thể dự đoán theo công thức:

$$h_{TĐ} = 18.d_p \text{ ,m.}$$

(Ví dụ: cho đệm Intalox có d_p = 38 mm, $h_{TĐ}$ = 18.0,038 = 0,684 m. Kết quả này phù hợp với kết quả của phương pháp Onda).

Theo công thức của Strigle:

$$\ln HETP = n_{TT} - 0,187.\ln(\sigma) + 0,213.\ln(\mu_L), \text{ ft}.$$

Ở đây n_{TT} = 1,3902 cho đệm Intalox có d_p = 38 mm (xem phần hướng dẫn sử dụng công thức (7.131).

$$\begin{aligned} *\ln HETP &= 1,3902 - 0,187.\ln(60) + 0,213.\ln(0,934) \\ &= 1,3902 - 0,7656 - 0,0145 \\ &= 0,6100 \text{ m} \\ HETP &= 1,8405 \text{ ft} = 0,561 \text{ m} \end{aligned}$$

Khi thiết kế thường chọn hệ số an toàn bằng 1,2 vì vậy HETP = 0,561.1,2 = 0,6732. Kết quả này khá phù hợp với kết quả của phương pháp Onda.

Xác định chiều cao đoạn luyện cũng được tiến hành tương tự như cho đoạn chưng. Kết quả nhận được như sau:

Phương pháp Onda:

$$H_L = n_{oy}.h_{oy} = 6,9.0,7 = 4,83 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

Phương pháp số đĩa lý thuyết:

$$H_L = N_{LTL}.h_{TĐ} = 7.0,684 = 4,79 \text{ m} \approx 5 \text{ m}.$$

Nhận xét

Trong khoảng nồng độ $x_w = 1,55.10^{-5}$ và $x_F = 0,033$ đường cân bằng pha của hỗn hợp Axêtôn - Nước rất gần với đường thẳng, nên có thể sử dụng công thức (7.119) để xác định số đơn vị chuyển khối n_{oy} khi biết số đĩa lý thuyết của tháp:

$$n_{oy} = N_{LT}.\frac{\ln\left(\frac{m.G_m}{L_m}\right)}{\frac{m.G_m}{L_m}-1} = 9.\frac{\ln\left(\frac{10.0,0414}{0,357}\right)}{\frac{10.0,0414}{0,357}-1} = 9.0,928 = 8,35.$$

Phương pháp số đơn vị chuyển khối

Cho quá trình hấp thụ số đơn vị chuyển khối được xác định theo công thức (7.151).

Cho quá trình chưng luyện số đơn vị chuyển khối được xác định theo công thức:

$$n_{oy} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^*-y} \qquad (7.151b)$$

Ở đây: y^* - nồng độ phần mol của pha hơi ở trạng thái cân bằng pha với pha lỏng;

y_1, y_2 - nồng độ phần mol của cấu tử phân bố ở đáy và đỉnh của đoạn chưng và đoạn luyện.

Trong đại đa số các trường hợp tích phân trong công thức (7.151b) không tính được bằng phương pháp giải tích. Vì vậy tích phân này có thể tính gần đúng bằng phương pháp đồ thị hoặc bằng phương pháp số.

Theo phương pháp hình thang cong tích phân trên có thể được tính gần đúng theo công thức sau:

$$TP = h_y.\left[\left(\frac{f_o+f_n}{2}\right)+\left(f_1+f_2+...+f_{n-1}\right)\right] \qquad (7.152)$$

Ở đây:

TP - giá trị gần đúng của tích phân;

$$h_y = \frac{y_2-y_1}{n};$$

$$y_{i+1} = y_i + h_y;$$

$f_o, f_1, f_2, ... f_n$ - các giá trị của hàm ở dưới dấu tích phân tại các giá trị y_i của biến.

Theo phương pháp Simpson, tích phân trên có thể tính gần đúng theo công thức:

$$TP = \frac{h_y}{3}\left[\left(f_o+f_{2n}\right)+4\left(f_1+f_3+...+f_{2n-1}\right)+2\left(f_2+f_4+...+f_{2n-2}\right)\right]$$

Ở đây:

TP - giá trị gần đúng của tích phân;

$$h_y = \frac{y_2-y_1}{2n};$$

$$y_{i+1} = y_i + h_y$$

$f_o, f_1, f_2, ... f_{2n}$ – các giá trị của hàm ở dưới dấu tích phân tại các giá trị y_i của biến.

Để tính gần đúng các giá trị của hàm ở dưới dấu tích phân trong công thức (7.151b) có thể sử dụng thuật toán sau:

Đoạn chưng của tháp

x	x_w	x_1	x_2	...	x_F
y^*	y_o^*	y_1^*	y_3^*	...	y_n^*
y	y_w	y_1	y_2	...	y_F
$f=\frac{1}{y^*-y}$	f_o	f_1	f_2	...	f_n

Ở đây: $h_y=\frac{y_F-y_W}{n}$

Đoạn luyện của tháp

x	x_F	x_1	x_2	...	x_P
y^*	y_o^*	y_1^*	y_3^*	...	y_n^*
y	y_F	y_1	y_2	...	y_P
$f=\frac{1}{y^*-y}$	f_o	f_1	f_2	...	f_n

Ở đây: $h_y=\frac{y_P-y_F}{n}$

Chú ý:

Ở cùng điều kiện như nhau, công thức Simpson cho kết quả tính gần đúng tích phân xác định có độ chính xác cao hơn so với công thức hình thang cong.

Để có thể áp dụng công thức Simpson số khoảng chia n phải chẵn.

Xác định số đơn vị chuyển khối của tháp chưng luyện

Số đơn vị chuyển khối của đoạn chưng:

Với các điều kiện như trong ví dụ 7.5 (chưng cất hỗn hợp axêtôn - nước):

$x_w=1,55.10^{-5}$, $x_F=0,033$ phần mol;

Đường làm việc: $y = 5,0 . x - 6,2 . 10^{-5}$

Sử dụng thuật toán ở phía trên và áp dụng công thức Simpson tìm được $n_{oyC}\approx TP=8,8$.

Số đơn vị chuyển khối của đoạn luyện:

$x_F=0,033$, $x_P=0,94$ phần mol;

Đường làm việc: $y=\frac{1,35}{1+1,35}x+\frac{0,94}{1+1,35}$

Sử dụng thuật toán ở phía trên và áp dụng công thức Simpson tìm được $n_{oyL}\approx TP=6,9$.

7.12. THIẾT KẾ CHÍNH XÁC THÁP LOẠI ĐỆM

7.12.1. Chiến lược thiết kế

Hầu hết các loại đệm hiện đại đều là các sản phẩm độc quyền. Để có thể xác định được các kích thước tối ưu của tháp cần phải có quá trình hợp tác giữa người sử dụng đệm và nhà sản xuất đệm từ ngay giai đoạn đầu của quá trình thiết kế. Dưới đây là một thủ tục hợp tác hiệu quả giữa người sử dụng đệm và nhà sản xuất đệm trong thiết kế tháp đệm.

1. Từ các thông số đã khảo sát của quá trình có thể sẽ đưa ra các giới hạn khi thiết kế tháp đệm. Các yếu tố này bao gồm lượng các hạt rắn có trong hỗn hợp đầu, khả năng tắc nghẽn, khả năng ăn mòn, khả năng tạo bọt, khả năng tăng giảm áp suất, trình tự khởi động và dừng tháp, khả năng bốc cháy của cặn bám trên bề mặt đệm và khả năng còn tồn đọng một lượng dầu nóng trên bề mặt đệm khi dừng tháp, khả năng có các phản ứng tạo kết tủa và các phản ứng thuận nghịch. Tất cả các yếu tố trên sẽ ảnh hưởng đến việc chọn loại đệm cũng như ảnh hưởng đến thiết kế bộ phân phối dòng.

Kinh nghiệm cho thấy một số trục trặc đã phát sinh do không chú ý đầy đủ đến các chỉ dẫn ở trên [Kister H.Z., Distillation Operation, Mc Graw – Hill, New York, 1990]. Các trục trặc này bao gồm tắc nghẽn đệm, sặc đệm xuất hiện sớm, hiệu quả tách thấp, cháy đệm, sự dịch chuyển lớp đệm khỏi vị trí, ăn mòn cao, nóng chảy đệm bằng chất dẻo, vỡ đệm gốm sứ, giảm năng suất và các trục trặc khác.

2. Xác định sơ bộ các kích thước của tháp đệm. Ở bước này tốt nhất nên dựa vào một loại đệm có các thông tin tin cậy ở vùng lân cận của điểm (chế độ) làm việc. Ví dụ cho loại đệm đổ lộn xộn nên chọn vòng đệm Pall làm cơ sở thiết kế sơ bộ (vòng đệm Pall được coi là loại đệm đổ lộn xộn chuẩn). Bước thiết kế sơ bộ này phải được thực hiện bằng phương pháp chính xác (không sử dụng phương pháp tính gần đúng ở giai đoạn thiết kế này). Tháp sẽ có kết cấu như thể bản thiết kế này của tháp sẽ được đưa vào hoạt động. Một điểm khác biệt duy nhất giữa bản thiết kế sơ bộ và bản thiết kế cuối cùng là tại ở điểm làm việc sơ bộ của tháp, kích thước của tháp có thể sẽ lớn hơn so với kích thước tháp của bản thiết kế cuối cùng (có nghĩa là kích thước tháp chưa phải là tối ưu).

Thiết kế sơ bộ của tháp sẽ là cơ sở để quyết định chọn nhà sản xuất đệm, loại đệm và kích thước đệm. Đường kính sơ bộ của tháp và chiều cao sơ bộ của lớp đệm sẽ là cơ sở cần thiết cho việc so sánh giá của tháp. Việc tiến hành so sánh giá của tháp sẽ gặp nhiều khó khăn nếu đường kính tháp và chiều cao lớp đệm khác nhau.

3. Chuẩn bị bảng các thông số cần thiết của tháp tương ứng với giá tháp mong muốn. Tài liệu này sẽ có mục đích thông báo cho các nhà cung cấp đệm những thông tin về dịch vụ, về nhiệm vụ thiết kế, về các yêu cầu và các giới hạn, các thông tin chi tiết về các mức giá cần phải thỏa thuận được và để có thể dễ dang so sánh. Bảng trên bao gồm:

– Tất cả các số liệu, các giới hạn hoặc các yêu cầu được đặt ra từ bước 1 ở trên. Nếu chưa chắc chắn về khả năng tắc nghẽn, về khả năng tăng giảm áp suất, về các giới hạn khi khởi động va dừng tháp... (các khả năng này đều ảnh hưởng tới bản thiết kế tháp) thì cần phải thảo luận với nhà cung cấp đệm.

– Tất cả các thông tin có liên quan tới quá trình tách, với đường kính sơ bộ của tháp, chiều cao sơ bộ của lớp đệm cũng như khoảng cách giữa các lớp đệm. Ngoài ra, còn có yêu cầu về giá mong muốn của tháp khi sử dụng bản thiết kế sơ bộ. Trong tài liệu này không kèm theo các thông tin về kích thước và loại đệm, nhưng cần liệt kê các giới hạn kiểu "chúng tôi cần đệm loại đổ lộn xộn có kích thước danh nghĩa từ 1,5 đến 2,5 inch hoặc tương đương. Yêu cầu nhà cung cấp đệm cho ý kiến của mình về các yêu cầu có thể phải loại bỏ vì có thể các điều kiện thực tế không cho phép thực hiện".

– Yêu cầu nhà cung cấp đệm đưa ra một khả năng khác về giá cho phương án thiết kế khác trong đó đường kính tháp hoặc chiều cao lớp đệm có thể giảm xuống. Yêu cầu nhà cung cấp chỉ rõ nên giảm đường kính của tháp hay chiều cao của lớp đệm để có thể giảm giá tháp.

4. Sau khi đã nhận được báo giá của tháp (bao gồm bảng giá của các bộ phận của tháp), tiến hành soạn bản danh sách rút gọn bao gồm các bộ phận tháp có giá hấp dẫn nhất. Tiến hành đánh giá giá của các bộ phận này bằng cách so sánh với các số liệu thực tế hoặc dựa vào các phương trình để dự đoán hoặc dựa vào các tiêu chuẩn thiết kế chính xác. Trong phần 7.12 đã tập hợp tất cả các thông tin về các loại đệm có bản quyền đã được công bố. Các thông tin bổ sung về đệm có thể tham khảo trong các kho dữ liệu riêng của các nhà sản xuất đệm. Nếu các số liệu đang có về các loại đệm không đủ để đưa ra các quyết định thì cần yêu cầu cung cấp các số liệu cơ sở của phương án thiết kế của nhà cung cấp đệm và đề nghị cung cấp thêm các số liệu lưu trữ.

Trong nhiều trường hợp, khi tiến hành phân tích và đánh giá phương án thiết kế của nhà cung cấp đệm đã phát hiện ra bảng báo giá chi tiết của nhà cung cấp đệm gần như trùng khít với bảng giá của một trong các phương án thiết kế do người sử dụng đề xuất. Khi đó, cần thay đổi phương án thiết kế sao cho phương án thiết kế mới tiện lợi hơn và yêu cầu nhà cung cấp xem xét lại bảng giá của tháp. Trước khi chấp nhận phương án thiết kế cuối cùng, người sử dụng phải tin tưởng chắc chắn rằng phương án thiết kế này sẽ đảm bảo được các yêu cầu đặt ra. Sự tin tưởng này phải dựa vào các cơ sở kỹ thuật chứ không phải chỉ dựa vào các quảng cáo thương mại của nhà cung cấp. Bất kỳ vấn đề gì nếu xuất hiện, phải được thảo luận với nhà cung cấp đệm.

5. Khi đã yên tâm với phương án thiết kế đã được định giá (đã được chỉnh sửa ở bước 4), cần phải tiến hành phân tích kinh tế các định giá ở trên để có thể quyết định xem phương án thiết kế (đã được định giá) nào là tốt nhất.

7.12.2. Xác định các kích thước của tháp loại đệm

Ví dụ 7.8.

Tháp tách propane có thành phần hỗn hợp đầu, hỗn hợp đỉnh và hỗn hợp đáy cho trong bảng 7.43. Tháp làm việc ở áp suất 2141,925 kPa (315 psia). Hỗn hợp đầu vào tháp gồm 66% hơi và 34% lỏng, có nhiệt độ t_F = 90°C (205°F). Hệ số cân bằng pha của các cấu tử tại t_F = 90°C cho trong bảng 7.44. Tháp có lắp thiết bị ngưng tụ từng phần. Tháp làm việc với chỉ số hồi lưu R = 1,5. Hãy xác định các kích thước chính của tháp.

Bảng 7.43. Cân bằng vật chất của tháp

Cấu tử	*Nồng độ, % mol*			*Số mol hỗn hợp/100 mol hỗn hợp đầu*	
	x_F	x_D	x_B	*D/F*	*B/F*
Methane (C1)	26	43,5	–	26	–
Ethane (C2)	9	15,0	–	9	–
Propane (C3)	25	41,0	1,0	24,6	0,4
n – butane (C4)	17	0,5	41,7	0,3	16,7
n – pentane (C5)	11	–	27,4	–	11,0
n – hexane (C6)	12	–	29,9	–	12,0
Tổng	100	100	100	59,9	40,1

Bảng 7.44. Hệ số cân bằng pha K tại t_F = 96°C (205°F)

Cấu tử	K
Methane	15,0
Ethane	3,8
Propane	1,55
n – butane	0,80
n – pentane	0,38
n – hexane	0,19

7.12.2.1. Chọn loại tháp

Trong phần 7.9 đã tiến hành so sánh các ưu, nhược điểm của các tháp loại đĩa và loại đệm. Cho trường hợp ở ví dụ đang xét không thấy được ưu thế rõ rệt của tháp loại đĩa hoặc tháp loại đệm. Do hệ có xu hướng tạo bọt cao nên tháp đệm trong trường hợp này có thể có ưu thế nhỏ. Tuy nhiên, do tải trọng lỏng cao và do mức độ tin cậy trong dự đoán hiệu suất làm việc của tháp đệm không cao nên tháp loại đĩa có thể có ưu thế nhưng không lớn. Vì vậy ở đây sẽ tiến hành xác định kích thước của tháp loại đệm sau đó so sánh với các kích thước của tháp loại đĩa để đưa ra quyết định chọn loại tháp. Thủ tục xác định kích thước của tháp đệm đã trình bày ở trên sẽ được sử dụng.

Bước 1: Phần khảo sát

Ở trong ví dụ này không có những giới hạn cụ thể nào về lượng chất rắn lẫn trong các hỗn hợp lỏng, về khả năng ăn mòn cũng như khả năng tăng giảm của áp suất. Nếu hệ có xu thế tạo bọt cao thì có thể loại bỏ tháp loại đĩa. Tuy nhiên, trong bảng 7.7, thiết bị tách propane lại nằm trong nhóm các hệ có khả năng tạo bọt thấp và trong bảng này đã đề xuất hệ số giảm tốc (giảm lưu lượng) bằng 0,9 cho tháp loại đĩa. Trong một số tài liệu cho rằng khả năng tạo bọt trong hệ trên có thể cao hơn nhưng không phải trong tháp mà là ở trong kênh chảy truyền. Chính vì vậy, để thiết kế tháp tách hệ trên tốt nhất nên coi hệ trên là hệ ít tạo bọt với hệ số giảm lưu lượng bằng 0,9.

Trong bước 1 cũng cần phải chú ý đến trình tự khởi động và dừng tháp. Trình tự khởi động tháp thường bao gồm các bước cấp hơi đốt, làm sạch đường ống và các thiết bị, tăng áp suất tới một giá trị cho trước để đưa các dòng vào tháp. Thủ tục dừng tháp sẽ theo trình tự ngược lại. Trong các bước trên, bước cấp hơi đốt được tiến hành tại nhiệt độ cao vì vậy có thể có giới hạn trong chọn vật liệu để chế tạo thiết bị. Khi tách hệ trên trong tháp sẽ không tạo thành các cặn rắn dễ cháy, không có dầu nóng ở trên bề mặt của đệm (hợp chất hydrocácbon nặng nhất ở đây chỉ là C_6), cũng sẽ không có phản ứng kết tủa và phản ứng thuận nghịch. Tóm lại, liên quan tới bước 2 chỉ có vấn đề tạo bọt và vấn đề hơi đốt của công đoạn khởi động và dừng tháp.

Bước 2: Phần khảo sát

Ở bước tiếp theo cần phải xem xét các loại đệm khác nhau. Tách propane là quá trình chưng luyện ở áp suất cao, vì vậy đệm có cấu trúc thường không được sử dụng. Trong trường hợp này, đệm lưới kiểu các thanh vật liệu xếp chồng lên nhau cũng rất ít khi được sử dụng. Như vậy, loại đệm đổ lộn xộn rõ ràng sẽ hợp lý hơn cho tháp tách propane.

Do hệ trên có khả năng ăn mòn thấp nên thép cácbon sẽ được chọn làm vật liệu chế tạo đệm. Vật liệu nhựa (plastic) không có ưu thế trong trường hợp này và hơn thế nữa lại rất bất lợi do phải sục hơi nhiệt độ cao vào tháp ở công đoạn khởi động và dừng tháp.

Như trong trường hợp tháp loại đĩa, phương pháp chính của thủ tục xác định kích thước của tháp chính là phương pháp lặp (phương pháp thử và sai số). Theo thủ tục này, đầu tiên phải đưa ra các phương án thiết kế sơ bộ, sau đó hiệu chỉnh dần bằng phương pháp tính kiểm tra dựa vào các quan hệ về hiệu suất và năng suất. Như đối với tháp đĩa, tính các kích thước của tháp đệm được thực hiện tại các điểm tải trọng cao nhất và thấp nhất cho từng đoạn của tháp. Cho tháp tách propane (bảng 7.12), tải trọng cao nhất sẽ ở bậc thứ 19 (đoạn chưng) và ở bậc thứ 8 (đoạn luyện). Các điểm này sẽ được sử dụng để tính các kích thước của tháp đệm.

7.12.2.2. Xác định các kích thước của tháp đệm: vòng lặp thứ nhất

Như đã chỉ dẫn trong bước 2 của chiến lược xác định kích thước của tháp đệm, trong thiết kế sơ bộ sẽ sử dụng đệm loại vòng Pall bằng thép cácbon. Thiết kế này sau đó sẽ được hiệu chỉnh bằng cách phối hợp với nhà cung cấp đệm để có thể sử dụng đệm thế hệ thứ 3 (bước 4). Tại lần tính đầu tiên chọn sơ bộ đệm loại vòng Pall có kích thước 2 inch (50,8 mm) cho toàn bộ tháp. Giả thiết này sau đó sẽ được xem xét lại. Cho loại đệm vòng Pall 2 inch, điểm sặc có thể xác định chính xác bằng phương pháp nội suy theo giản đồ GPDC (generalized pressure drop correlation) – giản đồ trở lực tổng quát Chart 10.1004A (xem phần 7.12). Ngoài ra, điểm sặc tháp cũng có thể xác định theo phương trình Kister và Gill (phương trình 7.97):

$$\Delta P_{fl} = 0.12.F_p^{0.7}$$

Ở đây: F_P – yếu tố đệm, ft^{-1} (bảng 7.37)

Giản đồ trở lực tổng quát dùng để xác định quan hệ sặc đệm trên hình 7.35 không áp dụng được cho đệm vòng Pall 2 inch.

Các kết quả tra cứu và tính toán theo hai phương pháp trên xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***	***Chú thích***
1. Nội suy theo giản đồ GPDC:			
G, $lb/h.ft^2$	$121.184/A_T$	$129.112/A_T$	Bảng 7.12
L, $lb/h.ft^2$	$85.360/A_T$	$185.434/A_T$	≠
ρ_G, lb/ft^3	2,478	3,614	≠
ρ_L, lb/ft^3	27,944	27,191	≠
F_{LV}	0,210	0,524	PT (7.17)
Thông số năng suất	1,29	0,95	Chart 10.1004A
μ_L, cP	0,128	0,113	Bảng 7.12
ν, cS	0,286	0,259	$62,4.\mu_L/\rho_L$
F_P, ft^{-1}	27	27	Chart 10.1004A
$C_{S,fl}$, ft/s	0,264	0,196	PT (7.95)
2. Phương pháp Kister – Gill:			
ΔP_{fl}, inch nước/ ft	1,16	1,16	PT (7.97)
F_{LV}	0,210	0,524	PT (7.17)
Thông số năng suất tại điểm sặc đệm	1,27	0,93	Chart 10.1004A
$C_{S,fl}$, ft/s	0,260	0,192	PT.7.95

Kết quả tính theo hai phương pháp trên đều khá phù hợp. Do các số liệu nhận được bằng phương pháp nội suy trên giản đồ trở lực tổng quát GPDC chính xác hơn nên sẽ sử dụng các kết quả xác định theo phương pháp này trong phần thiết kế tiếp theo.

Để tính đường kính tháp, sẽ tiến hành thiết kế tháp ở tốc độ hơi bằng 75% so với tốc độ ở điểm sặc đệm (trong khoảng 70 ÷ 80% tốc độ sặc đệm). Ngoài ra, như đã phân tích ở phần khả năng tạo bọt, ở đây cũng chọn hệ số giảm tốc bằng 0,9.

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***	***Chú thích***
C_S', ft/s (chưa giảm tốc)	0,198	0,147	$C_S' = 0,75.C_{S,fl}$
C_S, ft/s (đã giảm tốc)	0,178	0,132	$C_S = 0,9.C_S'$
$\sqrt{\rho_G/(\rho_L - \rho_G)}$	0,312	0,392	
U_S, ft/s (đã giảm tốc)	0,572	0,337	PT.7.4
CFS, ft^3/s (lưu lượng dòng hơi)	13,584	9,924	Bảng 7.12
A_T, ft^2 (diện tích tiết diện ngang của tháp)	23,75	29,43	CFS/U_S
D_T (đường kính tháp), ft	5,50 (1,68 m)	6,12 (1,87 m)	$D_T = \sqrt{\frac{4}{\pi}A_T}$

Tính đường kính tháp theo tiêu chuẩn trở lực cực đại

Để tính đường kính của tháp, ở đây tiêu chuẩn trở lực cực đại được sử dụng kết hợp với tiêu chuẩn tốc độ sặc đệm và đường kính của tháp tính được sẽ phải thỏa mãn tiêu chuẩn chặt chẽ hơn trong hai tiêu chuẩn trên. Tiêu chuẩn trở lực cực đại được dẫn trong bảng 7.45.

Bảng 7.45. Trở lực cực đại của một số loại đệm đổ lộn xộn

Quá trình	***Trở lực cực đại (inch H_2O/ft chiều cao lớp đệm)***	***Tài liệu***
• Chưng cất ở áp suất khí quyển	0,5 ÷ 1,0	37
	0,75 ÷ 1,0	1, 74
	0,5 ÷ 0,7	17, 89
• Chưng cất ở áp suất trung bình và thấp	0,75 ÷ 1,0	37, 38, 40
	0,5 − 0,7	17, 39
• Chưng cất ở áp suất cao		
+ $0,06 < \rho_G/\rho_L < 0,20$ (*)	$0,19.F_P^{0,7}(\rho_L/\rho_{H_2O})$	15
+ $\rho_G/\rho_L > 0,20$	$0,099.F_P^{0,7}(\rho_L/\rho_{H_2O})$	15
• Chưng cất ở áp suất chân không	0,1 − 0,25	1, 3, 7, 40
	0,01 ÷ 0,05	38
	0,05 ÷ 0,3	17
	0,05 − 0,6	39

• Hệ tạo bọt	0,1 ÷ 0,25	1, 37
• Hấp thụ	0,2 ÷ 0,6	39
	0,2 ÷ 0,75	37
	0,25 ÷ 0,50	38, 40
	0,1 ÷ 0,4	15
+ Hấp thụ hệ không tạo bọt	0,25 ÷ 0,40	15
+ Hấp thụ hệ tạo bọt	0,25	15
+ L/G > 20	Ghi chú 1	15
+ Hấp thụ bằng các amin	0,25	15
+ Hấp thụ bằng cácbonat nóng	0,30	15
+ Hút ẩm ra khỏi khí clo	0,1 ÷ 0,15	15
+ Hấp thụ khí SO_3	0,25 ÷ 0,30	15
+ Hấp thụ tại áp suất khí quyển	0,2 ÷ 0,4	17
+ Hấp thụ ở áp suất cao	0.5 ÷ 1,0	17
• Nhả khí	0,2 ÷ 0,6	39
	0,2 ÷ 0,75	37
	0,25 ÷ 0,50	38, 40
	0,15 ÷ 0,50	15
+ Nhả bằng khí trơ với các hệ tạo bọt	0,25	15
+ Tách dung môi bằng sục hơi hoặc bằng cách đun sôi – các hệ tạo bọt	0,30	15
+ Tái sinh các amin	0,30	15
+ Tái sinh cácbonat nóng	0,40	15
+ Tái sinh tại áp suất khí quyển	0,2 ÷ 0,4	17
+ Tái sinh tại áp suất cao	0,5 ÷ 1,0	17
• Hấp thụ trong tháp phun	0,25 ÷ 0,6	15
+ Dung môi là nước	0,6	15
+ Dung môi không phải là nước với ρ_L > 50 lb/ft^3	0,4	15
+ Các hệ tạo bọt	0,35	15

<u>Ghi chú 1</u>: Tốc độ của pha khí không vượt quá 85% của tốc độ tạo ra trở lực bằng 1,5 inch cột H_2O/ft lớp đệm.

Chú ý:

– Để chuyển từ inch H_2O/ft lớp đệm sang mmH_2O/m lớp đệm cần phải nhân với hệ số 83,3.

– Cho chưng cất ở áp suất cao, trở lực của đệm có thể tính theo công thức:

$$\Delta P = 33.\, F_p^{0,5} C_S^{2,4}/\sigma, \text{ inch } H_2O/\text{ ft lớp đệm} \qquad (7.147)$$

Ở đây: F_P – yếu tố đệm, ft^{-1} ; C_S – yếu tố năng suất hơi, ft/s ; σ – sức căng bề mặt, dyn/cm

Các kết quả tính đường kính tháp theo tiêu chuẩn trở lực cực đại xem trong bảng sau:

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***	***Chú thích***
ρ_G/ρ_L	0,089	0,133	
ρ_L/ρ_{H_2O}	0,448	0,436	
F_P, ft^{-1}	27	27	Bảng 7.37
ΔP_{max}, $inchH_2O/ft$	0,86	0,83	Bảng 7.45
σ , dyn/cm	3,30	2,84	Bảng 7.12
$\Delta P_{max}.\sigma/(33\sqrt{F_P})$	0,0166	0,0137	PT.7.147
$C_{S,max}$, ft/s	0,181	0,167	PT.7.8
$U_{S,max}$, ft/s	0,580	0,426	PT.7.8
A_T, ft^2	23,42	23,30	$CFS/U_{S,max}$
D_T, ft	5.46 (1,67 m)	5,45 (1,66 m)	$D_T = \sqrt{\frac{4}{\pi}A_T}$

Chú ý:

+ *CFS – lưu lượng dòng hơi (xem bảng 7.12)*

+ *Để chuyển đơn vị từ ft^3/s sang m^3/s phải nhân với hệ số $2,83.10^{-2}$*

Trong phần tính toán đường kính tháp D_T theo chỉ tiêu ΔP_{max} đã không sử dụng hệ số giảm tốc, còn trong phần tính D_T theo chỉ tiêu sặc đệm đã sử dụng hệ số này do trong hệ có xu hướng tạo bọt ở áp suất cao. Hệ số giảm tốc đã không được tính đến vì nội suy đã được tiến hành trên giản đồ GPDC được xây dựng tại áp suất thấp. Tuy nhiên, do tiêu chuẩn ΔP_{max} chỉ áp dụng cho các trường hợp chưng cất tại áp suất cao, vì vậy ở đây sẽ không cần tính đến hệ số giảm tốc.

Tính đường kính D_T theo hai chỉ tiêu trên cho kết quả xấp xỉ nhau nhưng để an toàn sẽ chọn đường kính lớn nhất trong các giá trị nhận được ở trên (đường kính đoạn luyện D_L = 5,50 ft (1,68 m) và đường kính đoạn chưng D_C = 6,12 ft (1,87 m)).

Do đường kính của đoạn chưng và đoạn luyện của tháp khác nhau ít nên sẽ hiệu quả hơn khi chọn đường kính của hai đoạn bằng nhau. Ở đây sẽ chọn đường kính của tháp bằng đường kính của đoạn lớn hơn (D_T = 6,12 ft hay D_T = 1,87 m). Thông thường, đường kính tháp thường được làm tròn lên đến số lẻ 0,5 ft và như vậy sẽ chọn D_T = 6,5 ft ($D_T \approx$ 2,0 m). Tuy nhiên, đường kính của tháp tương đối bé nên khi làm tròn lên (khoảng 3 inch) sẽ làm tăng đáng kể giá trị của tháp. Mặt khác, trong trường hợp này tháp làm việc ở áp suất cao nên khi đường kính tăng, thân tháp sẽ có độ dày lớn hơn và giá tháp sẽ cao. Chính vì vậy, tại vòng tính sơ bộ sẽ chọn đường kính tháp D_T = 6 ft 3 inch (D_T = 1,9 m).

Chú ý: Khi đường kính đoạn chưng và đoạn luyện chênh nhau không quá 20% thì có thể chọn đường kính của các đoạn này như nhau. Trong trường hợp nếu chênh lệch về đường kính lớn hơn 20% thì hiệu quả kinh tế sẽ cao hơn khi chọn đường kính của các đoạn này khác nhau.

Các kết quả tính chiều cao lớp đệm tại vòng lặp thứ nhất (xem bảng sau)

	Đoạn luyện	*Đoạn chưng*	*Chú thích*
d_p, inch (kích thước đệm)	2	2	
D_T, ft (đường kính tháp)	6,25	6,25	
D_T/d_p, ft	38	38	
HETP, ft (chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết)	3	3	PT7.127a, 7.127b
n, số đĩa lý thuyết	7	11	Bảng (7.12)
Chiều cao tổng cộng của đệm, ft	21 (6,4 m)	33 (10 m)	n × HETP

Nhận xét:

1. Theo các tiêu chuẩn đã công bố, chiều cao lớp đệm tốt nhất không vượt quá 20 ft (6 m). Trong trường hợp nếu chiều cao lớp đệm vượt quá 20 ft thì cần chia nhỏ lớp đệm và giữa các lớp đệm phải đặt bộ phận phối lại lỏng.

2. Mỗi lớp đệm có chiều cao không vượt quá chiều cao tương ứng với 10 đĩa lý thuyết.

Đối chiếu với cả hai tiêu chuẩn trên thì lớp đệm của đoạn chưng nên được chia làm 2 lớp, còn trong đoạn luyện bố trí một lớp đệm là phù hợp. Tuy nhiên, để giảm giá thành của tháp, trong đoạn chưng của tháp có thể sử dụng đệm có kích thước nhỏ hơn (đệm loại vòng Pall 1,5 inch thay cho 2 inch). Khi đó, đường kính tháp chỉ tăng nhẹ kéo theo giá thành cũng sẽ không tăng cao. Phương án này có thể giúp giảm bớt một bộ phận phối lại dòng lỏng và trong đoạn chưng cũng sẽ chỉ có một lớp đệm. Phương án thiết kế này có thể hơi vi phạm tiêu chuẩn về phân bố lỏng ở trên cũng như sẽ có tỷ số D_T/d_p cao hơn. Cả hai yếu tố này đều sẽ làm cho phương án thiết kế sẽ nhạy cảm hơn so với sự phân bố không đồng đều của dòng. Tuy nhiên, hiện có quá ít thông tin về mức độ ảnh hưởng xấu của sự phân bố không đồng đều của dòng đến hiệu suất của tháp chưng luyện hỗn hợp nhiều cấu tử ở áp suất cao. Từ các phân tích ở trên, có thể thấy phương án thiết kế sử dụng đệm vòng Pall 2 inch trong cả đoạn chưng và đoạn luyện của tháp vẫn cần phải được xem xét thêm.

Ngoài ra các kết quả tính điểm sặc đệm ở trên cho thấy trong đoạn luyện của tháp vẫn còn một phần dư năng suất so với mức cần thiết. Điều này chỉ cho thấy trong đoạn luyện có thể sử dụng đệm có kích thước nhỏ hơn nhằm mục đích giảm chiều cao của đoạn này. Trong trường hợp sử dụng đệm có kích thước nhỏ hơn thì cả số đĩa lý thuyết và chiều cao của lớp đệm đều phù hợp với các tiêu chuẩn đã nêu ở trên nhằm mục đích đảm bảo sự đồng đều trong phân bố dòng. Tỷ số đường kính của tháp trên đường kính của đệm khi đó sẽ tăng lên. Tuy nhiên khi thay đệm kích thước 2 inch bằng đệm có kích thước 1,5 inch thì tỷ số trên sẽ tăng 33% nhưng vẫn có thể chấp nhận được.

Tổng kết:

Vòng lặp thứ 2 của quá trình xác định kích thước của tháp sẽ sử dụng các kết quả sau đây của vòng lặp thứ nhất:

– Đường kính tháp: D_T = 6,25 ft (1,9 m)

– Đường kính đệm: d_p = 2 inch (51 mm) trong đoạn chưng và 1,5 inch (38 mm) trong đoạn luyện.

7.12.2.3. Xác định kích thước của tháp đệm: vòng lặp thứ hai

Xác định điểm sặc đệm

Để xác định điểm sặc đệm có thể sử dụng ba phương pháp: phương pháp nội suy trên giản đồ GPDC, phương pháp Kister – Gill và phương pháp Billet – Schultes.

Cho đoạn luyện của tháp, phương pháp nội suy không sử dụng được vì đối với loại đệm vòng Pall 1,5 inch các số liệu về điểm sặc và năng suất làm việc tối đa của đệm chỉ có cho các giá trị thông số dòng F_{LV} = 0,07 và nhỏ hơn (giản đồ 10.1003) trong khi đó thông số dòng cho đoạn luyện bằng 0,210.

Cho đoạn chưng, phương pháp của Billet – Schultes không thể sử dụng được do thông số dòng của đoạn này F_{LV} = 0,524. Tại giá trị này của thông số dòng, giá trị của hệ số $C_{2,fl}$ cần cho phương trình Billet – Schultes lại không có trong bảng tra cứu cho đệm loại vòng Pall (bảng 7.36).

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***	***Chú thích***
D_T, ft	6,25 (1,9 m)	6,25 (1,9 m)	
d_p, inch	1,5 (38 mm)	2,0 (51 mm)	
A_T, ft^2	30,68	30,68	$\pi D_T^2/4$
CFS, ft^3/s	13,584	9,924	
U_S, ft/s	0,443	0,324	CFS /A_T
C_S, ft/s	0,138	0,127	PT.7.8

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***	***Chú thích***
1. Điểm sặc (nội suy trên giản đồ GPDC)			
$C'_{S,fl}$, ft/s	–	0,196	
$C_{S,Fl}$ *(đã giảm tốc)*, ft/s	–	0,176	$0,9C'_{S,fl}$
% sặc	–	72	$(C_S/C_{S,Fl}).100$
2. Điểm sặc (phương pháp Kister – Gill)			
F_p, ft^{-1}	40	27	Chart 10.1003
ΔP_{Fl}, inch H_2O/ft	1,52	0,83	
F_{LV}	0,210	0,524	PT 7.17
Thông số năng suất CP	1,45	0,95	PT 7.95
v, cS *(độ nhớt động học)*	0,286	0,259	
$C'_{S,fl}$, ft/s	0,244	0,196	
$C_{S,Fl}$ *(đã giảm tốc)*, ft/s	0,220	0,173	$0,9C'_{S,fl}$
% sặc	63	73	$(C_S/C_{S,Fl}).100$
3. Điểm sặc (phương pháp Billet – Schultes)			
a_p, ft^2/ft^3 *(bề mặt riêng của đệm)*	47,5	–	Bảng 7.37
U_L, ft/s *(tốc độ của lỏng tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp)*	0,0277	–	$L/(3600.A_T.\rho_l)$
Re_L *(chuẩn số Reynolds của lỏng)*	187,2	–	PT 7.105
Ga_L *(chuẩn số Galileo của lỏng)*	$30,92.10^6$	–	PT 7.106
ε *(thể tích tự do của đệm)*	0,946	–	Bảng 7.37
$h_{L,Fl}$, ft^3 lỏng /ft lớp đệm *(lượng lỏng bị giữ lại trong lớp đệm)*	0,316	–	PT 7.103
$C_{l,Fl}$ *(hằng số Billet)*	1,679	–	Bảng 7.36
n_{Fl} *(hằng số trong phương trình Billet)*	1,388	–	PT 7.102
μ_V, cP	0,0090	–	
$U'_{s,Fl}$, ft/s	0,736	–	PT 7.101
$U_{S,Fl}$ *(đã giảm tốc)*, ft/s	0,662	–	$0,9C'_{S,fl}$
% sặc	67	–	$(U_S/U_{S,fl}).100$

Kết quả tính toán theo chỉ tiêu trở lực cực đại:

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**	**Chú thích**
F_p, ft^{-1}	40	27	Bảng 7.37
ρ_G/ρ_L	0,089	0,133	Bảng 7.12
ρ_l/ρ_{H_2O}	0,448	0,436	
ΔP_{max}, inch H_2O/ft lớp đệm	1,13	0,83	Bảng 7.45
σ , dyn/cm	3,30	2,84	
ΔP, inch H_2O/ft lớp đệm	0,55	0,43	PT 7.147

Chú ý: 1 inch H_2O /ft lớp đệm = 83,3 mm H_2O /m lớp đệm

Tính chiều cao lớp đệm

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**	**Chú thích**
$12.D_T/d_p$, ft	50	38	
HETP, ft	2,25 (27 in)	3 (36 in)	PT 7.127a,b
n, số đĩa lý thuyết	7	11	Bảng 7.12
Chiều cao của lớp ở đệm, ft	16 (~5 m)	33 (10 m)	nx HETP

Nhận xét:

Kết quả tính toán cho thấy phương án thiết kế ở trên là thích hợp. Xác định điểm sặc bằng các phương pháp khác nhau cho các kết quả gần nhau. Các kết quả cho thấy đoạn luyện của tháp vẫn còn khả năng tăng tải trọng. Trong đoạn luyện thậm chí có thể sử dụng đệm có kích thước nhỏ hơn (1 inch) và khi đó chiều cao của đoạn luyện sẽ giảm xuống. Tuy nhiên khi đó tỷ số giữa đường kính tháp và đường kính đệm sẽ tiếp tục tăng (đến khoảng 75) và tháp sẽ càng nhạy cảm với sự không đồng đều của phân bố dòng. Chính vì vậy, tuy vẫn có khả năng giảm chiều cao tháp nhưng việc tiếp tục giảm kích thước đệm trong đoạn luyện cần phải được cân nhắc kỹ lưỡng.

7.12.2.4. Xác định kích thước của tháp đệm: kiểm tra phương án thiết kế

Kiểm tra phương án thiết kế sẽ được tiến hành theo các thông số: năng suất làm việc tối đa, trở lực của lớp đệm, các số liệu về hiệu suất của đệm và mức độ thấm ướt nhỏ nhất. Ngoài ra, một số các thông số khác cũng thường được kiểm tra như: điểm tải trọng, lượng lỏng bị giữ lại trong đệm và kiểm tra hiệu suất theo các phương trình lý thuyết. Tuy nhiên, các thông số này có thể được loại ra khỏi danh sách các thông số cần kiểm tra vì kết quả đạt được khi kiểm tra theo các thông số trên là có rất ít giá trị (trong ví dụ đang xét). Thêm vào đó, do cả định nghĩa và phương pháp dự đoán điểm tải trọng đều đang con gây tranh cãi nên kiểm tra phương án thiết kế theo thông số này sẽ có độ tin cậy không cao. Khi chưng cất ở áp suất cao, lượng lỏng bị giữ lại trong đệm có ảnh hưởng không nhiều đến quá trình, vì vậy kiểm tra phương án thiết kế theo thông số này sẽ là không cần thiết. Cuối cùng, phải nhấn mạnh rằng các phương pháp lý thuyết dùng để dự báo hiệu suất của đệm, ở thời điểm hiện tại, về độ tin cậy đều không thể so sánh được với các quy tắc kinh nghiệm trong việc đánh giá hiệu suất của đệm. Ngoài ra, hầu hết các quá trình chưng cất ở áp suất cao đều nằm ngoài phạm vi ứng dụng của các phương pháp lý thuyết dùng để dự đoán hiệu suất đệm phổ biến hiện nay.

Kiểm tra theo năng suất làm việc cực đại (MOC)

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**	**Chú thích**
$C_{S,Fl}$ (đã giảm tốc), ft/s	0,220	0,176	
$C_{S,MOC}$ (đã giảm tốc), ft/s	0,209	0,167	PT 7.94
C_S, ft/s	0,138	0,127	
% năng suất cực đại	66	76	$(C_S/C_{S,MOC}).100$

Theo tiêu chuẩn năng suất làm việc cực đại, năng suất làm việc của tháp thường nằm trong khoảng (80 – 90)% năng suất cực đại, vì vậy các kết quả thiết kế ở trên phù hợp tốt với tiêu chuẩn năng suất làm việc cực đại.

Kiểm tra theo trở lực trung bình của đệm

Đại đa số các phương pháp dùng để tính trở lực của tháp đều giả thiết các hỗn hợp tách trong tháp đều không tạo bọt. Vì vậy các phương pháp này sẽ không hoàn toàn có thể áp dụng được cho tháp chưng luyện ở áp suất cao khi hệ có xu hướng tạo bọt. Trong số các phương pháp đã công bố, chỉ có phương pháp của Strigle có thể áp dụng được cho các điều kiện nêu ở trên. Phương trình Strigle có dạng (phương trình 7.147):

$$\Delta P = 33.\,F_p^{0,5}C_S^{2,4}/\sigma \text{ , inch } H_2O \text{ /ft lớp đệm}$$

Ở đây: F_p – yếu tố đệm, ft^{-1};

C_S – yếu tố năng suất theo pha hơi, ft/s;

σ – sức căng bề mặt, dyn/cm

Phương pháp Strigle đã được sử dụng ở phía trên để kiểm tra sự phù hợp của các kết quả thiết kế theo tiêu chuẩn trở lực cực đại.

Ở đây, phương pháp này sẽ được sử dụng để tính trở lực trung bình của lớp đệm.

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**	**Chú thích**
ΔP tại đĩa thứ 3 và 19, inch H_2O /ft	0,55	0,43	
Đĩa thứ 8 và 9:			
ρ_G, lb/ft^3	2,325	3,017	Bảng 7.12
ρ_L, lb/ft^3	30,122	29,029	≠
CFS (lưu lượng dòng hơi), ft^3/s	13,060	7,629	≠
A_T, ft^2	30.68	30,68	
U_S, ft/s	0,426	0,249	CFS/A_T
C_S, ft/s	0,123	0,085	PT.7.4
σ, dyn/cm	4,44	3,40	Bảng 7.12
F_P, ft^{-1}	40	27	Bảng 7.37
ΔP, inch H_2O/ft	0,31	0,13	PT 7.147
$\Delta P_{trung\ bình}$, inch H_2O/ft	0.42	0,26	PT 7.115

Xác định trở lực cực đại của lớp đệm bằng phương pháp nội suy:

Như đã giải thích ở trên, đối với tháp loại đệm sử dụng cho quá trình chưng cất ở áp suất cao, xác định trở lực cực đại của lớp đệm bằng phương pháp nội suy trên giản đồ trở lực tổng quát GPDC là phù hợp nhất. Phương pháp này sẽ được sử dụng ở đây.

	Đoạn luyện	**Đoạn chưng**	**Chú thích**
F_{LV}	0,210	0,524	PT 7.17
C_S, ft/s	0,138	0,127	PT 7.8
v, cS	0,286	0,259	Bảng 7.12
F_P, ft^{-1}	40	27	Bảng 7.37
Thông số năng suất $C_{S,\,Fl}$ theo thiết kế	0,82	0,62	PT 7.95
$\Delta P_{thiết\ kế}$, inch H_2O/ft	0,22	0,40	Chart 10.1003 và 10.1004B

Nhận xét:

Các kết quả tìm được ở phía trên của trở lực lớp đệm ΔP được dựa vào giả thiết trong hệ không tạo bọt. Các kết quả nhận được bằng phương pháp nội suy trên giản đồ trở lực tổng quát của đệm phù hợp với các kết quả tính toán theo chỉ tiêu trở lực cực đại. Tuy nhiên, trở lực của lớp đệm trong thực tế sẽ cao hơn do khả năng tạo bọt gây ra.

Kiểm tra hiệu suất đệm:

Các số liệu thực nghiệm về chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP sẽ được đem so sánh với chiều cao HETP tính được. Theo bảng 11.1 của phần 7.12 sẽ tìm được các số liệu về hiệu suất của tháp (biểu diễn qua chiều cao HETP) dựa vào các số liệu của một tháp tương tự chứa đệm loại đổ lộn xộn. Các số liệu sau đây được trích dẫn từ bảng 11.1 của phần 7.12 sẽ được sử dụng để kiểm tra hiệu suất tính toán của đệm.

Tháp	***Áp suất, psia***	***Chỉ số hồi lưu***	***Đường kính tháp, inch***	***Chiều cao lớp đệm, ft***	***Đệm***		***Chiều cao HETP, inch***
					Loại	*Kích thước, inch*	
Tháp tách propane, đoạn luyện	270	0,74	23	16	Pall (M)	1,5	38
Tháp tách propane, đoạn chưng	270	0,74	23	24	Pall (M)	1,5	29
Tháp tách propane, đoạn luyện	300	0,42	18	20	Pall (M)	1,5	35
Tháp tách propane, đoạn chưng	300	0,24	30	18	Pall (M)	2,0	40

Trong đoạn luyện, giá trị tính được của chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP bằng 27 inch, còn trong đoạn chưng chiều cao này bằng 36 inch. So với các giá trị của HETP tra cứu từ bảng 11.1 các giá trị này nhỏ hơn.

Liệu các số liệu thực nghiệm về HETP cho trong bảng 11.1 có được đo ở điều kiện phân bố dòng không đều hay không? Ở đây, tỷ số giữa đường kính tháp và đường kính đệm nằm trong khoảng 12 ÷ 15. Ở trong khoảng này của tỷ số D_T/d_p, khuấy trộn theo phương ngang của dòng sẽ làm giảm các hiệu ứng "thắt cổ chai". Ngoài ra, ở đây do chiều cao lớp đệm khá thấp, vì vậy sẽ không ảnh hưởng đến mức độ phân bố đồng đều của dòng (trừ trường hợp chiều cao lớp đệm H_p = 24 ft, nhưng trường hợp này lại có chiều cao HETP thấp nhất và có nghĩa là dòng ở đây được phân bố tốt). Như vậy, ở đây không có

dấu hiệu nào chứng tỏ dòng phân bố không đều. Vì vậy, các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP cao hơn so với các giá trị tính được của HETP là do các nguyên nhân liên quan đến bản chất của hệ và không phải do dòng phân bố không đồng đều gây ra. Vì vậy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP sẽ được sử dụng để tiến hành thiết kế tháp (thay cho các số liệu tính được của chiều cao HETP).

Các số liệu trong bảng 11.1 cho thấy đoạn luyện của tháp chưng luyện sẽ có chiều cao HETP nằm trong khoảng 35 ÷ 38 inch khi sử dụng đệm loại vòng Pall 1,5 inch. Trong đoạn chưng, chiều cao HETP sẽ vào khoảng 29 inch khi sử dụng đệm loại vòng Pall 1,5 inch và chiều cao HETP sẽ khoảng 40 inch nếu sử dụng đệm loại vòng Pall 2,0 inch. Sự khác nhau về chiều cao HETP khi sử dụng đệm loại vòng Pall 1,5 inch và 2,0 inch là 11 inch. Sự khác nhau này cũng tương tự như khi sử dụng phương trình dùng để chọn nhanh chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết (phương trình 7.127a,b):

$HETP = 1,8d_p$, m (cho vòng Pall và các loại đệm hiệu suất cao)

Từ các phân tích ở trên có thể rút ra nhận xét là cho mục đích thiết kế, chiều cao HETP cho đoạn luyện của tháp nên chọn giá trị 38 inch, còn cho đoạn chưng của tháp nên chọn giá trị 40 inch. Các giá trị này không quá thận trọng và phù hợp khá tốt với các số liệu thực nghiệm.

Độ thấm ướt tối thiểu:

Như trong trường hợp tháp loại đĩa, kiểm tra chế độ làm việc của tháp được tiến hành tại các đĩa (bậc) có tải trọng nhỏ nhất (bậc 8 và 9, xem bảng 7.12) ở điều kiện làm việc.

Để kiểm tra, thường chọn tải trọng bằng khoảng 60% tải trọng thiết kế, vì vậy tải trọng tại các bậc 8,9 sẽ được nhân với hệ số 0,6 sau đó các số liệu này sẽ dùng để kiểm tra độ thấm ướt tối thiểu.

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***	***Chú thích***
GPM – tải trọng theo thiết kế, gpm	304	594	Bảng 7.12
GPM_{min} – tải trọng lỏng (giới hạn dưới), gpm	182	359	0,6.GPM
GPM_{min}/A_T, gpm/ft^2	5,9	11,7	

Do lưu lượng $GPM_{min}/A_T > Q_{MW} = 3$ gpm/ft^2 nên tháp sẽ làm việc ở phía trên vùng giới hạn thấm ướt tối thiểu (quy tắc Ludwig hoặc quy tắc Glitsch (bảng 7.42)).

7.12.2.5. Hiệu chỉnh phương án thiết kế theo kết quả tính kiểm tra

Theo kết quả tính kiểm tra ở trên, phương án thiết kế chỉ cần hiệu chỉnh theo thông số chiều cao của các lớp đệm vì chiều cao HETP sẽ thay đổi khi chiều cao của lớp đệm thay đổi (xem phần kiểm tra hiệu suất đệm ở trên).

	Đoạn luyện	***Đoạn chưng***	***Chú thích***
d_p, inch	1,5 (38 mm)	2,0 (51 mm)	
D_T, ft	6,25 (1,9 m)	6,25 (1,9 m)	
$12.D_T/d_p$	50	38	(1ft = 12 inch)
n (số bậc lý thuyết)	7	11	
Chiều cao của lớp đệm, ft	22,2	36,7	(n × HETP)/12
Số lớp đệm	1	2	
Chiều cao quy tròn của đệm, ft	22	2×19	
Trở lực trung bình ΔP, inch H_2O/ft	0,42	0,26	Xem phần "tính trở lực trung bình"
Trở lực tổng cộng của đệm, inch H_2O	9,2	9,9	ΔP × chiều cao lớp đệm

Trở lực tổng cộng của đệm trong tháp:

$\Delta P_{\Sigma} = 9{,}2 + 9{,}9 = 19{,}1$ inch H_2O = 0,7 psi = 4826,36 Pa

Xác định kích thước của tháp đệm: thiết kế và các thông số của tháp

Tổng kết các kết quả thiết kế ta có:

	Đoạn luyện	*Đoạn chưng*	*Chú thích*
Đường kính tháp D_T, ft	6,25 (1,9 m)	6,25 (1,9 m)	
Số lớp đệm	1	2	
Chiều cao tổng của đệm, ft	22 (6,7 m)	38 (11,6 m)	
Loại đệm	Vòng Pall	Vòng Pall	
Kích thước đệm, inch	1,5	2,0	

Các thông số của chế độ làm việc của tháp

	Đoạn luyện	*Đoạn chưng*
% sặc	63	73
Trở lực ΔP, inch H_2O/ft:		
ΔP_{max} (bình thường)	0,55	0,43
ΔP_{max} (cho phép)	1,13	0,83
$\Delta P_{trung\ bình}$ cho lớp đệm	0,42	0,26
Trở lực tổng cộng của lớp đệm, inch H_2O	9,2	9,9
Chiều cao HETP (thiết kế), inch	28	40
Số bậc lý thuyết	7	11
Yếu tố năng suất hơi C_S, ft/s	0,138	0,127
Thông số dòng F_{LV}	0,21	0,524
Lưu lượng dòng lỏng, gpm/ft^2	12,4	27,7

7.12.3. Nhận xét tổng kết về quan điểm thiết kế

Phần thiết kế cho ví dụ ở trên đã thỏa mãn tất cả các chỉ tiêu về hoạt động của tháp và phần thiết kế này cũng đã được tối ưu hóa theo đệm loại vòng Pall. Trong phần tiếp theo cần phải tiến hành tối ưu hóa cho trường hợp sử dụng các loại đệm thế hệ thứ ba.

Ví dụ thiết kế ở trên cũng đã phản ánh các khó khăn chính thường gặp trong thiết kế tháp đệm: không thể khẳng định trước được phương trình nào có thể cho dự đoán hợp lý về chế độ cũng như các thông số thiết kế của tháp ở điều kiện yêu cầu. Trong một thời gian dài, khó khăn này được vượt qua bằng cách tăng quá mức cần thiết kích thước của tháp. Ngày nay, sự ra đời của một tháp đệm mới thường đi liền với sự cạnh tranh quyết liệt của các nhà cung cấp, và vì vậy quan điểm tăng kích thước tháp khi thiết kế dần dần bị loại bỏ. Tuy nhiên, vấn đề dự đoán vẫn còn nguyên tính thời sự. Nếu như trước đây, vấn đề dự đoán được ẩn chứa trong sự tăng kích thước của tháp, thì hiện nay vấn đề dự đoán lại làm phát sinh vấn đề khó chịu khác khi vấn đề tăng quá mức kích thước dần được loại bỏ: Đó là một số lượng lớn các thiết kế không đáp ứng được các yêu cầu đặt ra.

Quan trọng ở đây phải nhận thức được khi thiết kế nếu chỉ sử dụng các phương trình của tháp đệm sẽ không đủ để đảm bảo chắc chắn bản thiết kế sẽ làm việc được. Ở thời điểm hiện tại, các kết quả nhận được bằng phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm về mức độ tin cậy vượt trội hơn nhiều so với các kết quả tính theo các phương trình, và vì vậy phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm hiện là công cụ thiết kế tin cậy duy nhất. Khi thiếu các số liệu thực nghiệm dùng để nội suy cho loại đệm đã chọn ở điều kiện cho trước, người thiết kế chỉ có hai lựa chọn: hoặc là phải chấp nhận tăng đáng kể kích thước của tháp, hoặc là đành phải liều tính theo các công thức hiện có.

Chiến lược thiết kế trình bày ở trên đã thích ứng được với hiện trạng của những hiểu biết về tháp đệm. Trong phần 7.12 sẽ dẫn các số liệu thực nghiệm đã được công bố trong các tài liệu tham khảo và các số liệu này được trình bày ở dạng rất thuận tiện cho việc nội suy.

Phần phân tích về tháp đệm ở trên cũng sẽ liên quan đến việc chọn các nhà cung cấp đệm độc quyền. Loại đệm đã được thử thách trong thực tế sản xuất và đang được quan tâm sẽ luôn phải được xem xét trước tiên, sau đó là loại đệm có các số liệu làm việc thực tế đi kèm theo cũng cần phải được quan tâm đặc biệt. Cần phải nhớ rằng việc có các số liệu làm việc thực tế của đệm có thể (và thường xuyên như vậy) sẽ tạo ra sự khác biệt giữa thành công và thất bại trong thiết kế tháp đệm.

7.12.4. Dự đoán về các phương án thiết kế cải biến của các nhà cung cấp đệm

Như đã trình bày tại bước 4 của chiến lược thiết kế tháp đệm, phương án thiết kế sơ bộ sẽ được chuyển cho các nhà cung cấp đệm thế hệ thứ ba (đệm hiện đại). Trong bản yêu cầu gửi cho nhà cung cấp đệm có kèm theo yêu cầu cung cấp giá ở thời điểm hiện tại cho phương án thiết kế tháp. Tiếp theo đây là những dự đoán về phản ứng của một nhà cung cấp điển hình. Những đánh giá tiếp theo sẽ dựa vào loại đệm kim loại điển hình của thế hệ đệm thứ ba có yếu tố đệm $F_p = 18\ ft^{-1}$ cho đoạn chưng và $F_p = 24\ ft^{-1}$ cho đoạn luyện. Tất cả các nhà cung cấp đệm thương mại chính hầu như đều có các loại đệm với các yếu tố đệm trên.

Những thông tin đã được công bố về chiều cao HETP cho các loại đệm thế hệ thứ ba hiện rất khan hiếm. Liên quan đến các loại đệm này chỉ có duy nhất phương trình Strigle áp dụng cho quá trình tách các hydrocácbon nhẹ từ các hydrocácbon nặng trong tháp sử dụng loại đệm IMTP (phương trình 7.132 trong bảng 7.40) đã được công bố:

$$HETP = 4,5 - 0.6.\ln MW_L + C_6\text{ , ft}$$

Ở đây: MW_L – khối lượng phân tử của lỏng.

C_6 – hằng số (tra cứu trong bảng 7.40)

Cho tháp tách propane đang thiết kế, khối lượng phân tử điển hình của hỗn hợp trong đoạn chưng $MW_L = 58$. Chọn đệm kích thước # 50 IMTP (hằng số $C_6 = 0,53$). Khi đó:

$$HETP = 4,5 - 6,6.\ln 58 + 0,53 = 2,6\text{ ft}\ \ (0,8\text{ m})$$

Để có cơ sở thảo luận, ở đây cũng sẽ giả thiết là phương trình Strigle cũng sẽ áp dụng được cho đoạn luyện của tháp tách propane. Phân tử lượng trung bình của hỗn hợp lỏng trong đoạn luyện $MW_l = 40$. Giả sử chọn đệm # 40 IMTP (hằng số $C_6 = 0$), khi đó theo phương trình Strigle:

$$HETP = 4,5 - 6,6.\ln 40 + 0 = 2,3\text{ ft}\ \ (0,7\text{ m})$$

Chấp nhận các chiều cao HETP trên cho ví dụ đang xét, khi đó chiều cao các lớp đệm sẽ như sau:

– Đoạn luyện: 2,3 × 7 bậc = 16,1 ft (làm tròn 16 ft ≈ 5,0 m)

– Đoạn chưng: 2,6 × 11 bậc = 28,6 (làm tròn 30 ft ≈ 9,0 m)

Các kết quả tính đường kính tháp cho loại đệm thế hệ thứ ba IMTP xem trong bảng sau đây:

Đường kính tháp

	Đoạn luyện	*Đoạn chưng*	*Chú thích*
Đệm	1,5 inch – thế hệ thứ ba	2,0 inch – thế hệ thứ ba	
Yếu tố đệm F_p, ft^{-1}	24	18	Giả thiết
$\Delta P_{sặc}$, inch H_2O/ ft	1,06	0,87	PT 7.97
Thông số dòng F_{LV}	0,210	0,524	PT 7.17
Thông số năng suất (ở điểm sặc, cho các loại đệm khác nhau nhưng có cùng yếu tố đệm)	1,22 1,15 1,14	0,80 0,81 0,86	Chart 10.XXXX Chart 10.XXXX Chart 10.XXXX
Thông số năng suất (điển hình)	1,17	0,82	Trung bình của các giá trị ở trên
Độ nhớt v, cS	0,286	0,259	Bảng 7.12
$C_{S,Fl}$, ft/s	0,254	0,207	PT 7.95
$C_{S\ thiết\ kế}$ (đã giảm tốc), ft/s	0,172	0,140	0,75.0,9.$C_{S,Fl}$
$\sqrt{\dfrac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}}$	0,312	0,392	
$U_{S,thiết\ kế}$ (đã giảm tốc), ft/s	0,550	0,356	PT 7.4
CFS (lưu lượng thể tích của dòng hơi), ft^3/s	13,584	9,924	Bảng 7.12
Diện tích đĩa A_T , ft^2	24,70	27,87	CFS/U_S
Đương kính tháp D_T, ft	5,61	5,96	$\sqrt{\frac{4}{\pi} A_T}$
D_T (làm tròn), ft	6,0 (~1,8 m)	6,0 (~1,8 m)	

Phương án thiết kế kế tiếp

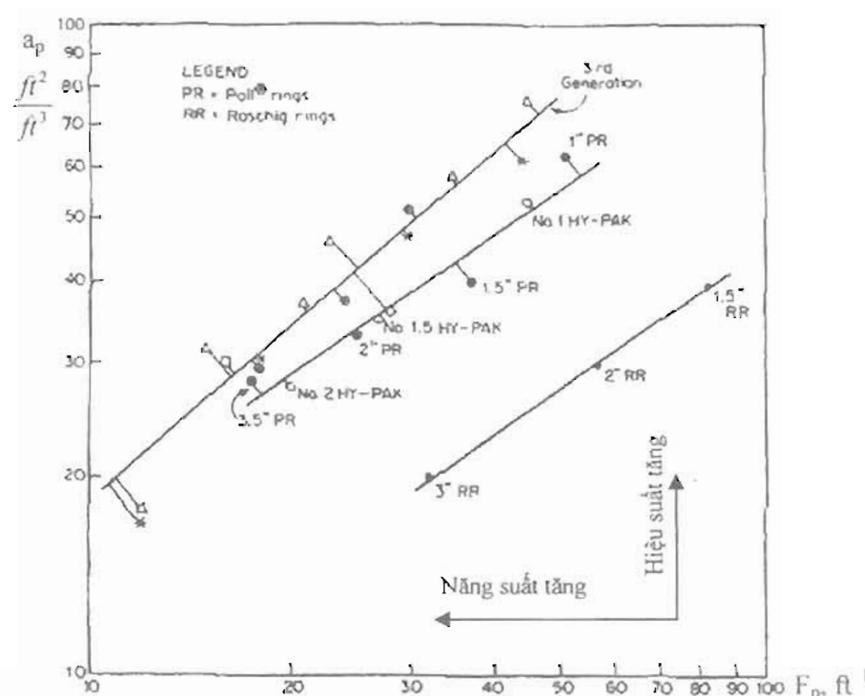
So sánh phương án thiết kế sơ bộ và phương án thiết kế sử dụng đệm thế hệ thứ ba:

	Phương án sơ bộ	*Phương án kế tiếp*
Loại đệm	Vòng Pall	Đệm đổ lộn xộn, thế hệ thứ ba
Đường kính tháp D_T, ft	6,25 (1,9 m)	6,0 (~ 1,8 m)
Chiều cao lớp đệm, ft:	60	46
Đoạn luyện	22	16
Đoạn chưng	38	30
Kích thước đệm, inch:		
Đoạn luyện	1,5	1,5
Đoạn chưng	2,0	2,0

Đánh giá phương án thiết kế kế tiếp

Phương án thiết kế kế tiếp sử dụng đệm thế hệ thứ ba đang được quan tâm và có thể tiết kiệm được đáng kể kinh phí chế tạo tháp so với phương án thiết kế sơ bộ. Tuy nhiên, người sử dụng tháp phải tin chắc rằng tháp sẽ hoạt động được trước khi đưa ra quyết định tiến hành làm việc với tháp này.

Đệm thế hệ thứ ba được sử dụng ở đây cũng có cùng kích thước danh nghĩa như vòng đệm Pall. Từ hình 7.107 có thể cho rằng đệm thế hệ thứ ba sẽ có yếu tố đệm nhỏ hơn khi bề mặt riêng của đệm như nhau, và vì vậy loại đệm này cũng sẽ có hiệu suất như hiệu suất của đệm loại vòng Pall. Nhưng thực ra lại không phải như vậy, vì hiệu suất dự đoán cho đệm loại vòng Pall thấp hơn so với hiệu suất dự đoán của đệm loại thế hệ thứ ba khoảng 23%. Sự khác biệt ở đây liên quan với các cơ sở dùng để dự đoán chiều cao tương đương với bậc lý thuyết HETP. Vấn đề then chốt quyết định việc chấp nhận phương án thiết kế kế tiếp là liệu có tin được các số liệu cơ sở về chiều cao HETP thấp hơn do các nhà cung cấp đệm đưa ra là đúng hay không.



Hình 7.107. Sự phụ thuộc của diện tích bề mặt riêng của đệm a_p (ft^2/ft^3) vào yếu tố đệm F_p (ft^{-1}) của ba thế hệ đệm

Ký hiệu:
- *PR – đệm loại vòng Pall*
- *RR – đệm loại vòng Rashig*
- *HY–PAK – đệm loại HY–PAK*
- *3rd generation – đệm thế hệ thứ ba*
- *Capacity increases – năng suất tăng*
- *Efficiency increases – hiệu suất tăng*
- *(") – inch*

Thông thường, các số liệu về HETP do các nhà cung cấp đệm sử dụng nhận được từ các thử nghiệm đệm hoặc từ các thí nghiệm trong các tháp tương tự với tháp người sử dụng quan tâm. Vì vậy người sử dụng cần phải khẳng định được các thí nghiệm trên đã được tiến hành đúng và đã được chuyển sang chiều cao HETP dùng cho thiết kế tháp mới một cách chặt chẽ và thận trọng. Trong một số trường hợp có khả năng nhận được các số liệu thử nghiệm thực tế trên các tháp đang hoạt động, và các số liệu này thường rất đáng tin cậy. Rất không may, trong rất nhiều trường hợp thường thiếu các số liệu thực nghiệm nhưng người sử dụng vẫn cần phải đưa ra được phương án thiết kế khi không có các số liệu này.

Để vượt qua khó khăn trên, sẽ là rất quan trọng nếu người sử dụng đưa ra được các câu hỏi đúng đắn. Dưới đây là một số câu hỏi quan trọng dạng này:

– Chiều cao HETP nào đã được sử dụng trong phương án thiết kế trước đó? Cơ sở nào để đưa ra các giá trị của HETP ở phương án thiết kế trước đó?

– Đã có những thử nghiệm về hoạt động của tháp đệm để từ đó khẳng định về độ tin cậy của chiều cao thiết kế HETP chưa?

Các thử nghiệm về hoạt động của tháp đệm có được tiến hành chính xác hay không? Hay đây chỉ là tập hợp các giá trị của HETP tham khảo được trong các tài liệu?

– Đã tiến hành phân tích về mức độ nhạy cảm của sai số của chiều cao HETP vào các yếu tố ảnh hưởng chưa? Các số liệu về HETP nhạy cảm với các thông số nào?

– Các số liệu về cân bằng pha lỏng – hơi được sử dụng khi tiến hành thử nghiệm đệm có giống như các số liệu cân bằng pha dùng trong thiết kế hay không? Nếu không, cần phải phân tích xem liệu các số liệu cân bằng pha lỏng – hơi dùng khi thử nghiệm có dẫn đến các giá trị HETP cao hơn hay không?

– Loại đệm, kích thước đệm, các bộ phân phối lỏng và các bộ phân phối lại lỏng có tương tự với loại đệm, kích thước đệm, các bộ phân phối và phân phối lại lỏng đã sử dụng trong thiết kế hay không? Nếu không, trong phương án thiết kế hiện tại chiều cao HETP đã tính đến sự khác nhau này chưa?

– Tháp dùng để lấy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP có cùng quy mô (cùng chiều cao lớp đệm và cùng đường kính tháp) như tháp sẽ sử dụng trong thiết kế hay không? Nếu không, liệu ở đây sẽ có hiệu ứng chuyển quy mô hay không?

– Có sự khác nhau nào về quá trình (như bản chất của hỗn hợp đầu vào tháp, áp suất, nhiệt độ...) có thể ảnh hưởng đến chuyển quy mô về chiều cao HETP sang thiết kế mới của tháp hay không?

Thay đổi phương án thiết kế kế tiếp

Sau khi đã cân nhắc và đưa ra các câu trả lời cho các câu hỏi ở trên, một cơ sở thiết kế mới sẽ được đề xuất. Cơ sở này sẽ được thiết lập bằng cách hợp tác chặt chẽ với các nhà cung cấp đệm cho tới khi cả người sử dụng và nhà cung cấp đều yên tâm về giá trị của chiều cao HETP sử dụng cho thiết kế.

7.12.5. Chọn loại tháp: tháp loại đĩa hay tháp loại đệm

Trong ví dụ đang xét, cần phải trả lời câu hỏi "tháp loại đĩa hay tháp loại đệm" sẽ tốt hơn cho quá trình tách propane từ hỗn hợp. Trong phần trước đã tiến hành thiết kế tháp loại đĩa. Trong phần này, đã tiến hành thiết kế, đánh giá thiết kế tháp với đệm thuộc thế hệ thứ ba và đã chỉ ra được phương án thiết kế đã chọn là có cơ sở nhưng chưa thật chặt chẽ. Dưới đây sẽ tiến hành so sánh hai loại tháp loại đĩa và tháp loại đệm cho cùng mục đích tách propane ra khỏi hỗn hợp như trong ví dụ trên.

	Tháp loại đĩa	***Tháp loại đệm***	***Chú thích***
Đường kính tháp D_T, ft	6 (1,8 m)	6 (1,8 m)	
Đoạn luyện:			
Số đĩa	11		11 đĩa → 10 khoảng cách giữa các đĩa
Khoảng cách giữa các đĩa, inch	21 (533 mm)		
Chiều cao của lớp đệm, ft		16 (~ 5m)	
Chiều cao cho bộ phân phối lỏng, ft		2	
Chiều cao cho đĩa đỡ đệm hoặc đĩa chặn đệm, ft		1	
Chiều cao tổng, ft	17,5 (5,33 m)	19 (5,8 m)	

Đoạn chưng:			
Số đĩa	18		18 đĩa → 17 khoảng cách giữa các đĩa
Khoảng cách giữa các đĩa, inch	24 (610 mm)		
Chiều cao của lớp đệm, ft		30 (~ 9 m)	
Chiều cao cho bộ phân phối lỏng, ft		2	
Chiều cao cho bộ phân phối lại lỏng, ft		4	Cần dự phòng chiều cao để lắp cửa người
Chiều cao cho đĩa đỡ đệm hoặc đĩa chặn đệm, ft		2	
Chiều cao tổng, ft	34 (10,4 m)	38 (11,6 m)	
Ngăn giữa đoạn chưng và đoạn luyện, ft	3,5	4,5	Chiều cao đủ để lắp cửa người. Trong tháp đệm còn cần chiều cao cho bộ phân phối hơi.
Chiều cao phần đĩa hoặc phần đệm trong tháp, ft	55 (~ 17m)	61,5 (~ 19 m)	

Chú ý: 1 ft = 12 inch; 1 inch = 0,0254 m; 1 ft = 0,3048 m

Nhận xét:

Cho ví dụ đang xét, chiều cao của tháp loại đĩa thấp hơn chiều cao của tháp loại đệm một ít. Nói cách khác, chiều cao của hai loại tháp này xấp xỉ bằng nhau. Trong trường hợp này, tháp loại đĩa sẽ có lợi thế hơn cả về chiều cao, và do giá đĩa thấp hơn giá đệm cộng với giá các bộ phân phối nên tháp loại đĩa cũng có ưu thế hơn cả về mặt giá thành. Ngoài ra khi sử dụng tháp loại đĩa, mức độ không chắc chắn trong dự đoán hiệu quả hoạt động của tháp cũng sẽ giảm xuống so với tháp loại đệm.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

[1]. Eckert, J.S., in P.A. Schweitzer (ed.), *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw – Hill, New York, 1979.

[2]. Norton Company, Bulletin SI–72, Akron, Ohio, 1973.

[3]. Billet, R., *Packed Column Analysis and Design*, Ruhr University, Bochum, 1989

[4]. Eckert, J.S., *Chem Engnr.* (London), Nov.,p.712, 1974.

[5]. Strigle, R.F., Jr., and K.E. Porter, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 56, p.3.3/19. 1979.

[6]. Glitsch, Inc., Bulletin 345, Dallas, Texas. 1986.

[7]. Nutter Engineering Corp., Bulletin N–2, Tulsa, Okla., 1989.

[8]. Nutter, D.E., *I. Chem. E. Symp Ser* 104, A129,1987.

8a. Koch Engineering Company Inc., Bulletin KRP–2, Wichita, Kansas, 1987 (Revised version with HcKp, 1991]

[9]. Billet, R., and J. Mackowiak, *Chemie – Technik 13(12)*, p.37, 1984; *ibid., 14(4)*, p.91, 1985; *ibid., 14(5)*, p.195, 1985.

[10]. Jaeger Products, Inc., Bulletin No.JTP–600, Spring, Texas.

[11]. Billet, R., and J. Mackowiak, *Verfahrenstechnik 16*, p.67, 1982.

[12]. Lantec Products, Inc., "Tower Packing Technology Breakthrough from LANTEC," Agoura Hills, California.

[13]. Leva, M., D. Bhaga, and A. Trickett, *Chem. Engnr.*, Sept.27, p.25, 1990.

[14]. Fair, J.R., D.E. Steinmeyer, W.R. Penney, and B. B.Crocker in R.H.Perry and D.Green (eds.), *Chemical Engineers'Handbook*, 6th ed., Mc Graw – Hill, New York, 1984.

[15]. Strigle, R.F., Jr., *Random Packings and Packed Towers*, Gulf Publishing, Houston, Tex.,1987.

[16]. Horner, G., *Chem. Engnr.*, p.22, November 1984.

[17]. Thurgood, D.B., Chem SA, p.487, September 1984.

[18]. Seidel, R.O., *Experience in the Operation of Activated Hot Potassium Carbonate Acid Gas Removal Plants (U.S)*, Seminar on Raising Productivity in Fertilizer Plants, Baghdad, Iraq, March 23–25, 1978.

[19]. *Sulzer Technical Review*, 3/1970.

[20]. ACS, Inc., "High Efficiency Column Packing", design manual, Houston. Texas.

[21]. Spiegel, L., and W.Meier, *I. Chem E. Symp. Ser.* 104, A203,1987.

[22]. Bonilla, J.A., J.Shieh, and P.Wang, paper presented at the National AIChE Meeting, Denver, Colorado, August 24,1988.

[23]. Chen, G.K., and K.T.,Chuang, Hydrocarb. Proc. 68(2), p.37, 1989.

[24]. Rukovena, F., Jr., and R.F.Strigle, Jr., paper presented at the National AIChE Meeting, Houston, Texas, April 1989.

[25]. Fair, J.R., and J.L. Bravo, *Chem. Eng. Prog. 86*(1), p.37, 1989.

[26]. Jaeger Products, Inc., Product Bulletin 500, 1989, Spring, Texas.

[26a]. Bravo, J.L., (Jaeger Products, Inc.), private communication, February 1991.

[27]. Nutter Engineering Corp., Bulletin B–1, Tulsa, Okla., 1987.

[28]. McGlamery, G.G., PhD. Thesis, University of Texas at Austin, 1988.

[29]. Buhlman, U., *Chemie Technik Int.*, p.49, 1988.

[30]. Norton Chemical Process Products, Bulletin IS–1, Akron, Ohio, 1988.

[31]. McNulty, K.J., and C.L. Hsieh, paper presented at the Annual Meeting of the AIChE, Los Angeles, California, Nov.14–19, 1982.

31a. Kurtz D.P., K.J. McNulty and Morgan R.D., *Chem. Eng. Prog. 87(2)*, p.43, 1991.

31b. Kister, H.Z., and D.R. Gill, Paper presented in "Distillation and Absorption", Institution of Chem. Engrs. (UK), Birmingham, September 7–9, 1992.

31c. Kean, J.A., H.M.Turner, and B.C. Price, *Hydrocarb. Proc. 70*(4), p.47, April 1991.

31d. Kean, J.A., H.M.Turner, and B.C. Price, paper presented at the AIChE Annual Meeting, Los Angeles, California, November, 1991.

31e. Hausch, G.W., P.Quotson, and K.Seeger, paper presented at the AIChE Annual Meeting, Los Angeles, California, November, 1991.

[32]. Meier, W., R. Hunkeler and D. Stöcker, *I. Chem. E. Symp. Ser. 56*, p.3.3/1, 1979.

[33]. Meier, W., and M.Huber., *I. Chem. E. Symp. Ser. 32*, p.4:31, 1969.

[34]. Chuang, K.T., and A. I. Miller, Can. J. Chem. Eng. 66(6), p. 377, 1988.

[35]. Chen, G. K., L. Kitterman, and J. Shieh, Chem. Eng. Prog. 79(11), p. 49, 1983.

[36]. Ross, T. K, and B. Haqjoo, in H. Sawistowski (ed), Final Report by the ABCM/BCPMA Distillation Panel, Chem. Ind. Assoc., London, 1964; also Discussion.

[37]. Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol 2, 2nd ed. Gulf Publishing, Houston, 1979.

[38] Eckert, J.S., Chem. Eng., p.70, April 14, 1975.

[39] Robbins, L. A. Chem. Eng. Prog., May, p. 87, 1991.

[40] Chen, G. K. Chem. Eng. p. 40, March 5, 1984.

[41] Mackowiak ["Fluiddynamik von kolonen mit Modernen Füll Körpern und Packungen für gas/Flussigkeitssysteme", Otto Sale Verlag, Frankfurt am Main und Verlag Sauerländer Aarau, Frankfurt am Main, 1991.

7.13. NĂNG SUẤT CỦA ĐỆM VÀ BỘ GIẢN ĐỒ TỔNG QUÁT VỀ TRỞ LỰC CỦA ĐỆM (GPDC)

Nội suy các số liệu thực nghiệm hiện là phương pháp có độ tin cậy cao nhất và chính xác nhất dùng để dự đoán điểm sặc đệm, trở lực của đệm và năng suất cực đại của đệm (maximum operational capacity – MOC). Như đã nhận xét ở các phần trước, sử dụng các phương trình để dự đoán các thông số nêu trên có thể dẫn đến các kết quả có độ chính xác thấp và quá lạc quan (đến mức nguy hiểm) trong nhiều trường hợp gặp trong công nghiệp.

Trong phần này sẽ giới thiệu bộ Atlát các giản đồ tổng quát dùng để nội suy điểm sặc đệm, trở lực và năng suất cực đại của đệm (MOC).

Đối với đệm loại đổ lộn xộn và đệm lưới (giản đồ Charts từ 10.1002 đến 10.3517 và từ 10.8005 đến 10.8205) giản đồ bao gồm các đồ thị của phương trình tổng quát về trở lực (GPDC) của Eckert cùng với các số liệu thực nghiệm kèm theo. Các đồ thị này sẽ cho phép nội suy các số liệu trên các giản đồ trở lực tổng quát của Eckert.

Tương tự, cho các loại đệm cấu trúc (giản đồ Chart từ 10.5001 đến 10.6504), giản đồ bao gồm các đồ thị của Kister – Gill cùng với các số liệu thực nghiệm kèm theo. Các nguyên lý của phương pháp xác định các thông số của đệm đã được mô tả trong phần "Trở lực của đệm". Ứng dụng của các giản đồ trở lực tổng quát GPDC cũng như phần hướng dẫn sử dụng các giản đồ sẽ được trình bày trong các phần dưới đây. Bảng 10.1 sẽ liệt kê tất cả các tài liệu tham khảo trong đó đã công bố các số liệu thực nghiệm cho các giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC.

7.13.1. Hướng dẫn sử dụng các giản đồ tổng quát về trở lực GPDC để nội suy các thông số của đệm

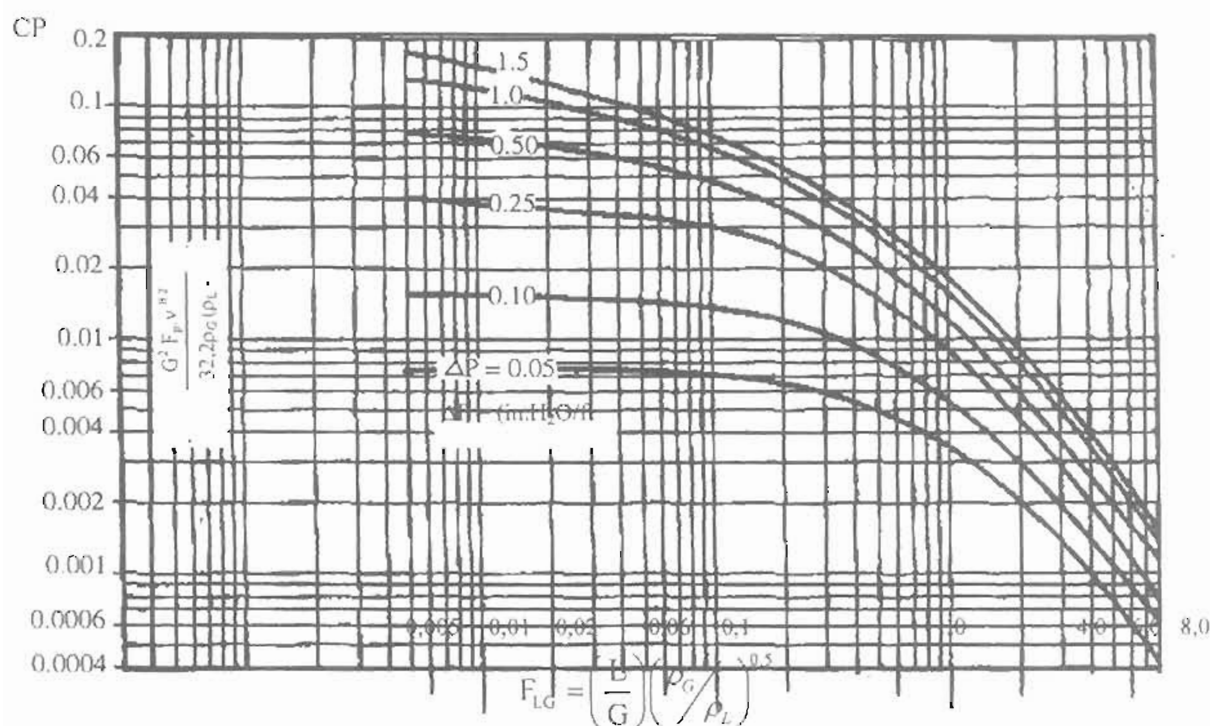
Đánh giá điểm sặc đệm và trở lực của đệm bằng phương pháp nội suy trên giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC sẽ bao gồm cả phép nội suy và ngoại suy các số liệu trong phạm vi của giản đồ tổng quát GPDC (hình 7.108 b, c). Phương pháp này sẽ cho các kết quả tin cậy khi có các số liệu chính xác ở vùng lân cận của điểm làm việc. Độ tin cậy của các kết quả tìm được sẽ giảm xuống khi cần phải tiến hành phép ngoại suy. Vì vậy, nếu như cần phải tiến hành nhiều lần ngoại suy thì các kết quả sẽ không chắc chắn và tốt nhất nên loại bỏ phần tính toán này.

Sử dụng giản đồ tổng quát về trở lực GPDC nên được tiến hành theo các bước sau:

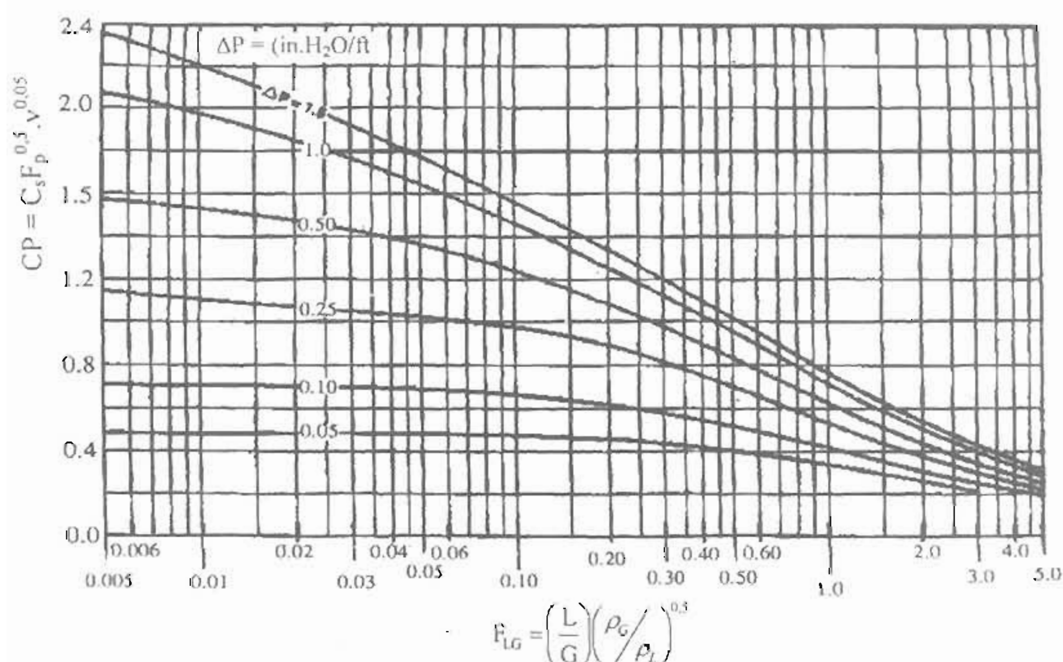
1. Chọn giản đồ tổng quát về trở lực thích hợp cho loại đệm đang xét.

2. Sử dụng các điều kiện làm việc hoặc điều kiện thiết kế và yếu tố đệm F_p có trên giản đồ để xác định điểm làm việc trên giản đồ dùng cho nội suy.

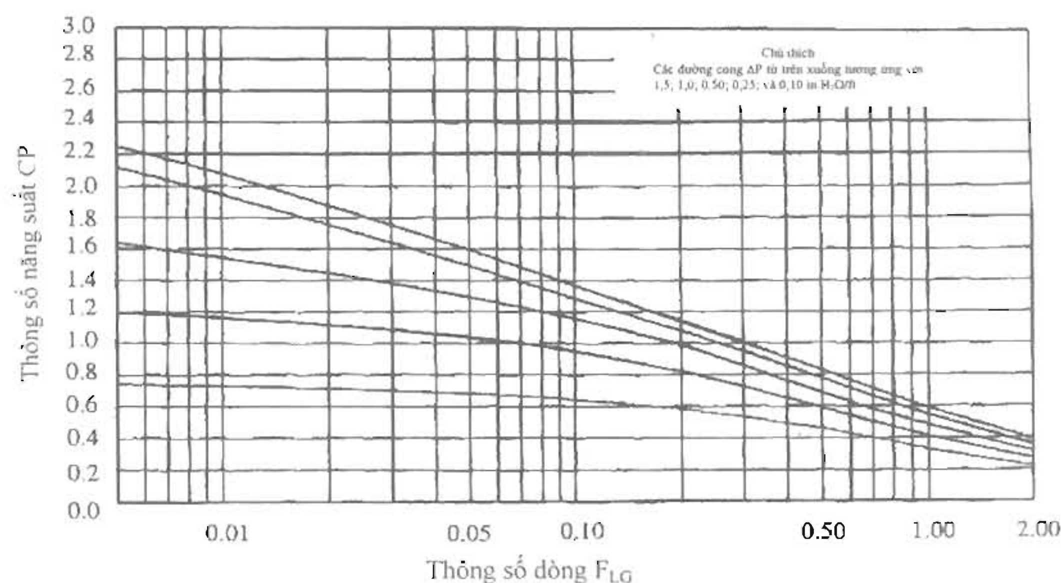
3. Kiểm tra trên giản đồ xem có các số liệu thực nghiệm ở vùng lân cận của điểm làm việc hay không. Nếu như không có, hãy xem xét vùng gần nhất của giản đồ xem có chứa các số liệu thực nghiệm hay không. Nếu như vùng này ở cách xa điểm làm việc thì các kết quả nội suy sẽ có độ tin cậy không cao, và vì vậy tốt nhất nên loại bỏ phần tính toán này (và chuyển sang bước 9). Nếu như vùng này ở gần điểm làm việc sẽ tiến hành ngoại suy cẩn thận ở vùng lân cận điểm làm việc. Ở bước 4 và 5 dưới đây sẽ đưa ra một số chỉ dẫn. Cần phải nhớ rằng vùng đang tiến hành các phép tính là vùng không chắc chắn và các kết quả nhận được luôn có một mức độ không chắc chắn nhất định.



Hình 7.108a. Giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC trên trục tọa độ loga – loga (đệm loại đổ lộn xộn)

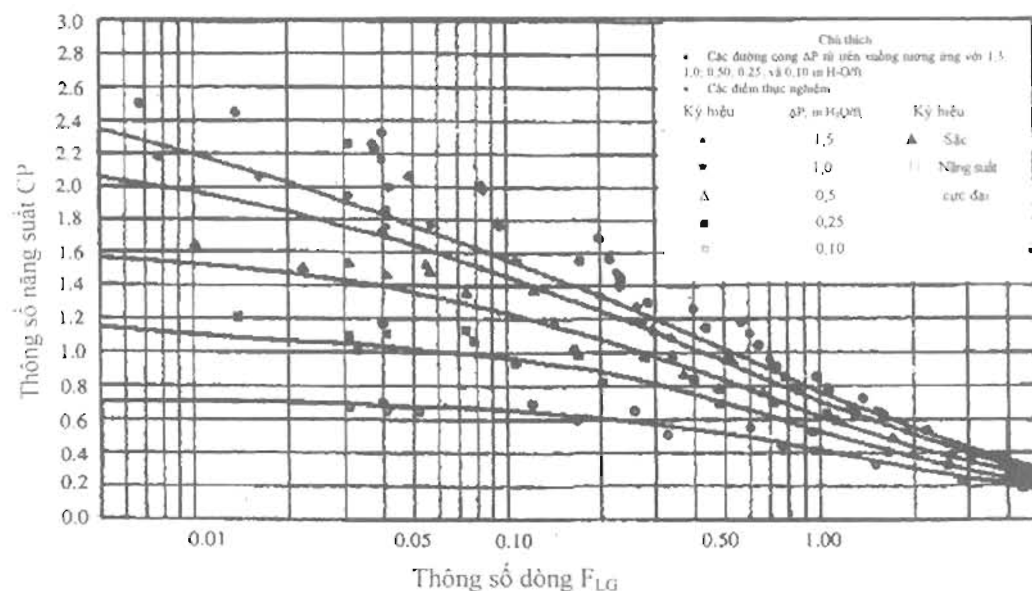


Hình 7.108b. Giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC trên trục tọa độ bán loga (đệm loại đổ lộn xộn)



Hình 7.108c. Giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC (theo Kister – Gill cho đệm cấu trúc)
Ký hiệu: Flow parameter – Thông số dòng F_{LG}; Capacity parameter – thông số năng suất CP

Vòng PALL (kim loại) – 1 inch
TRỞ LỰC – HỆ NƯỚC



Hình 7.108d. Giản đồ tổng quát về trở lực của đệm GPDC cho loại đệm cụ thể (đệm loại vòng Pall đường kính d_p = 1 inch bằng kim loại) có kèm theo các số liệu thực nghiệm về trở lực của loại đệm này (dùng vào mục đích nội suy trở lực cho loại đệm đang xét)

– ΔP, inch H_2O/ft
– yếu tố đệm Fp = 56
– flow parameter – thông số dòng F_{LG}
– capacity parameter – thông số năng suất CP.

4. Hãy kiểm tra xem các điểm thực nghiệm ở vùng lân cận điểm làm việc có phù hợp với kết quả tính theo phương trình hay không. Nếu phù hợp hãy lấy kết quả trực tiếp từ các đường cong của phương trình trên và sau đó chuyển sang bước 6 (ở phía dưới). Nếu không phù hợp chuyển sang bước 5 kế tiếp.

5. Vẽ đường cong theo các số liệu thực nghiệm ở vùng lân cận của điểm làm việc. Nếu như các số liệu thực nghiệm cho thấy một xu hướng rõ ràng trong vùng này thì có thể sẽ là tốt nhất nếu như sử dụng các số liệu này. Nếu như các số liệu thực nghiệm không cho thấy một xu hướng rõ ràng thì tốt nhất nên vẽ đường cong song song với đường cong của phương trình. Thường thì kết quả nhận được bằng cách dung hòa các kết quả trên sẽ là hợp lý nhất. Ở đây có thể sẽ cần phải có những suy xét ở góc độ kỹ thuật Thường ở những trường hợp như trên có thể sẽ là tốt nhất nếu như một phương pháp đánh giá thận trọng được sử dụng.

6. So sánh bản chất hóa lý của hệ đang xét (hệ chứa nước hay không chứa nước) với bản chất hóa lý của hệ có các số liệu thực nghiệm sử dụng ở trên. Nên nhớ rằng các số liệu thực nghiệm của hệ có chứa nước trên giản đồ hầu hết đều là hệ nước – không khí. Nếu như hệ đang quan tâm chứa dưới 50% nước thì hệ này có thể coi như là hệ "không chứa nước" hơn là hệ chứa nước. Nếu như bản chất hóa lý của hệ đang làm việc không giống như bản chất hóa lý hệ có các số liệu thực nghiệm, hoặc là ở trên (bước 3) đã sử dụng phép ngoại suy thì hãy chuyển sang bước 7. Ở các trường hợp khác, hãy chuyển sang bước 8

7. Xem xét kỹ loại đệm tham khảo trên giản đồ tổng quát về trở lực của đệm. Loại đệm này phải có các số liệu thực nghiệm cho hệ có cùng bản chất hóa lý với hệ đang làm việc và tại cùng điểm làm việc. Đệm tham khảo trên giản đồ phải thuộc cùng loại đệm (đệm đổ lộn xộn. đệm cấu trúc hay đệm lưới) như loại đệm đang quan tâm. Hãy cố gắng chọn đệm tham khảo trên giản đồ GPDC sao cho có yếu tố đệm và kích thước hình học của đệm càng gần với các thông số này của đệm đang xét càng tốt. Sau đó sử dụng các số liệu của đệm tham khảo trên giản đồ GPDC để đưa ra đánh giá về ảnh hưởng của bản chất hóa lý của hệ đến trở lực của đệm. Nếu như ảnh hưởng này nhỏ (ví dụ nhỏ hơn 20%) thì hãy tiến hành hiệu chỉnh trở lực cho loại đệm đang được xem xét. Trong trường hợp nếu như ảnh hưởng này lớn (ví dụ lớn hơn 20%), kết quả tính toán sẽ có độ tin cậy không cao, khi đó tốt nhất là loại bỏ phần tính toán và chuyển sang bước 9.

Cần phải nhớ rằng nếu như đã đến được bước này (bước 7), người thiết kế đang ở vùng không chắc chắn. Mức độ không chắc chắn sẽ còn cao hơn nữa nếu như bản chất hóa lý của hệ có ảnh hưởng đáng kể đến trở lực của đệm. Khi đó tại các bước tiếp theo cần phải hết sức thận trọng và phải ý thức được rằng ở đây các kết quả tính toán trong trường hợp tốt nhất cũng chỉ là dự đoán dựa trên kinh nghiệm. Trong trường hợp này cũng có thể xem xét xem liệu có nên sử dụng loại đệm đã tham khảo trên giản đồ GPDC thay cho loại đệm đang xét hay không, vì lý do cho loại đệm có trên giản đồ GPDC việc dự đoán về hoạt động của đệm sẽ có mức độ tin cậy cao hơn.

8. Hãy kiểm tra độ lớn của đường kính của tháp và các chiều cao của lớp đệm đã được sử dụng để lấy các số liệu thực nghiệm được biểu diễn trên giản đồ GPDC. Cần xem xét kỹ các số liệu của các giới hạn về sặc đệm và về trở lực của đệm (đã trình bày ở phần "dự đoán về điểm sặc đệm" và " trở lực đệm"). Tiếp theo phải đưa ra được một đánh giá hợp lý về phạm vi chuyển quy mô, về kỹ thuật nạp đệm vào trong tháp hoặc về các yếu tố khác có khả năng ảnh hưởng đến việc mở rộng các số liệu từ bảng 10.1 đến trường hợp riêng đang được xem xét. Sự tản mạn các số liệu thực nghiệm xung quanh các

đường cong trên giản đồ GPDC (hình 7.108d) có thể cho một số định hướng về độ lớn của các yếu tố này. Tất cả các số liệu trên giản đồ này đã nhận được khi chỉ sử dụng một loại đệm (vòng Pall – 1 inch) và hầu như tất cả các số liệu này đều là của hệ không khí – nước, và vì vậy sự tản mát của các số liệu thực nghiệm sẽ không phản ánh về giới hạn mang tính bản chất hóa – lý của các số liệu. Sau phần xem xét ở trên cần phải hiệu chỉnh các đánh giá ở trên một cách tương ứng. Ở đây cũng cần phải có sự phán quyết ở góc độ kỹ thuật. Ở những trường hợp như trên, chọn một kết quả đánh giá thận trọng có thể sẽ là phương án tốt nhất. Tại bước 8, phần tính toán sẽ kết thúc, tiếp theo bỏ qua bước 9.

9. Bước 9 chỉ xảy ra khi phần tính toán ở các bước trước bị loại bỏ (từ bước 7 chuyển đến). Ở trường hợp này nên yêu cầu nhà sản xuất đệm cung cấp các số liệu về đệm ở vùng lân cận của điểm làm việc hoặc cần phải xem xét một vài loại đệm khác có số liệu thực nghiệm dùng để dự đoán với độ tin cậy cao hơn về khả năng làm việc của loại đệm này.

7.13.2. Các chỉ dẫn về giản đồ tổng quát về trở lực GPDC dùng để nội suy

Tất cả các giản đồ tổng quát về trở lực GPDC dùng để nội suy đã được mã hóa theo thứ tự sau đây:

– Con số 10 đứng trước dấu chấm (.) là thứ tự của chương của cuốn sách tham khảo có dẫn các giản đồ (chương 10).

– Hai con số đầu tiên ngay sau dấu chấm (.) là số hiệu của đệm, cụ thể như sau.

+ số từ 10 đến 13: là các loại đệm đổ lộn xộn thế hệ thứ hai.

+ số từ 20 đến 23: là các loại đệm đổ lộn xộn thường gặp của thế hệ thứ ba.

+ số từ 30 đến 35: là các loại đệm đổ lộn xộn khác của thế hệ thứ ba.

+ số 50: đệm cấu trúc được chế tạo từ vải dệt bằng các sợi nhỏ (wire – mesh).

+ số từ 60 đến 65: đệm cấu trúc được chế tạo từ tấm mỏng được gấp nếp.

+ số từ 80 đến 82: đệm loại lưới.

– Con số thứ ba sau dấu chấm ký hiệu vật liệu làm đệm: Số 0 – kim loại; số 1 – chất dẻo (plastic); số 2 – gốm sứ.

– Con số thứ tư sau dấu chấm chỉ kích thước danh nghĩa của đệm. Cho loại đệm đổ lộn xộn, con số này bằng hai lần kích thước của đệm. Cho loại đệm cấu trúc, con số này bằng 8 lần chiều cao của một nếp gấp.

Trên tất cả các giản đồ đều có các số liệu thực nghiệm về trở lực, điểm sặc và năng suất cực đại (MOC) của đệm. Các ký hiệu nhỏ trên giản đồ thể hiện các số liệu thực nghiệm của hệ chứa nước (aqueous systems). Trong khi đó, các ký hiệu to thể hiện các kết quả thực nghiệm của hệ không chứa nước (nonaqueous systems).

Cho trường hợp đệm loại vòng Pall kim loại đường kính 1 inch và 2 inch do có nhiều các số liệu thực nghiệm nên mỗi một giản đồ lại được tách ra làm ba giản đồ:

– Giản đồ của các số liệu thực nghiệm về điểm sặc (A)

– Giản đồ trở lực của hệ không chứa nước (B)

– Giản đồ trở lực của hệ chứa nước (C)

Tương tự cho đệm cấu trúc Mellapak 250Y, mỗi một giản đồ lại được tách ra làm hai giản đồ:

– Giản đồ cho hệ chứa nước;

– Giản đồ cho hệ không chứa nước.

Mỗi giản đồ trên đều có chứa các số liệu về điểm sặc, năng suất cực đại và trở lực của đệm.

Tất cả các giản đồ của đệm loại đổ lộn xộn (từ 10.1002 đến 10.3517) và các giản đồ cho loại đệm lưới (10.8005 đến 10.8205) được xây dựng theo phương trình của Strigle (phiên bản của phương trình Eckert cho giản đồ tổng quát về trở lực của đệm (GPDC) (hình 7.108b)).

Tất cả các giản đồ của đệm cấu trúc (từ 10.5001 đến 10.6504) được xây dựng theo phương trình của Kister – Gill về GPDC (hình 7.108c).

Một số các khái niệm riêng đã được sử dụng kết hợp với định nghĩa về điểm sặc để áp dụng riêng cho loại đệm lưới (10.8005 đến 10.8108). Các khái niệm này đã được mô tả trong tài liệu tham khảo [Kister H.Z., Distillation Design, McGraw – Hill, New York, 1992], vì vậy trước khi sử dụng các giản đồ này cho việc nội suy cần phải nghiên cứu kỹ các khái niệm trên.

Hệ đơn vị đo

1. Trên các giản đồ tổng quát về trở lực của đệm đều sử dụng hệ đơn vị đo của Anh:

- ΔP – trở lực của đệm, inch H_2O/ft
- F_p – yếu tố đệm, ft^{-1}
- $F_{LG} = \dfrac{L}{G}\sqrt{\dfrac{\rho_G}{\rho_L}}$ – thông số dòng (Flow parameter)
- L – lưu lượng dòng lỏng, $lb/h.ft^2$
- G – lưu lượng dòng hơi, $lb/h.ft^2$
- ρ_G, ρ_L – khối lượng riêng của hơi và của lỏng, lb/ft^3
- $CP = U_t\sqrt{\dfrac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}}F_p^{0,5}v^{0,05}$ – thông số năng suất (Capacity parameter CP) (PT 7.95)
- U_t – tốc độ dòng hơi tính theo diện tích tiết diện ngang của đĩa, ft/s
- v – độ nhớt động học của lỏng, cS

2. Chuyển đổi hệ đơn vị:

1 inch H_2O/ft = 83,3 mm H_2O/m

1 $lb/h.ft^2$ = 0,00136 $kg/(s.m^2)$

1 lb/ft^3 = 16 kg/m^3

1 ft = 0,3048 m

1 inch = 0,0254 m

1 ft/s = 0.3048 m/s

Ký hiệu trên giản đồ

▲ FLOOD : điểm sặc

□ MOC : năng suất cực đại

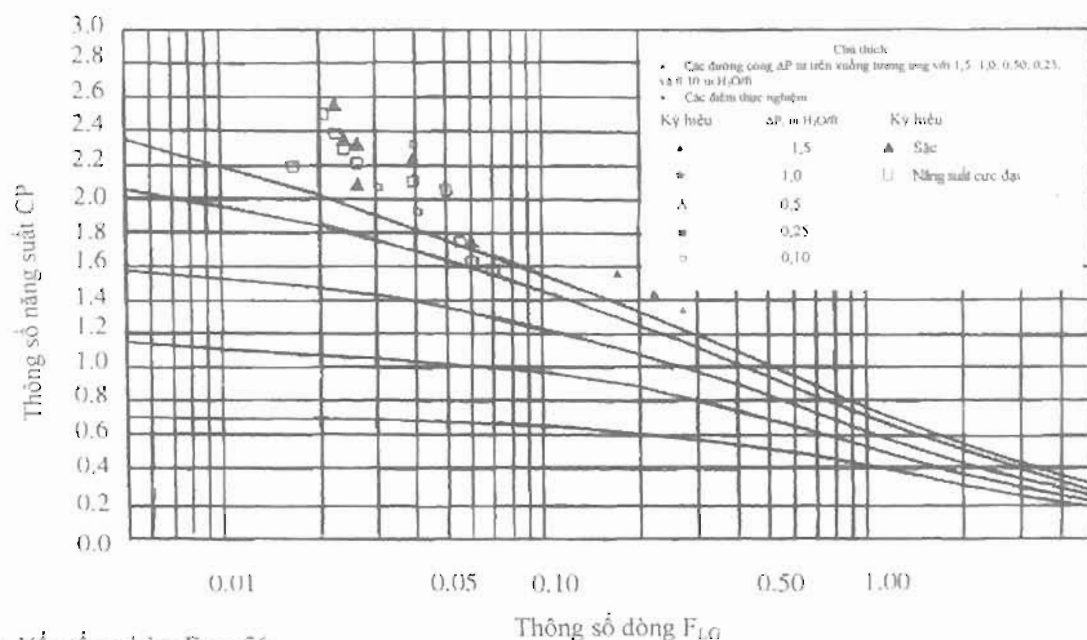
ΔP – tham số của các đường cong trên giản đồ GPDC, inch H_2O/ft

ΔP lấy các giá trị: 1,5; 1,0; 0.50; 0,25; 0,10

BỘ GIẢN ĐỒ TỔNG QUÁT VỀ NĂNG SUẤT VÀ TRỞ LỰC GPDC DÙNG ĐỂ NỘI SUY CÁC THÔNG SỐ CỦA MỘT SỐ LOẠI ĐỆM

Vòng PALL (kim loại) - 1 in

ĐIỂM SẶC

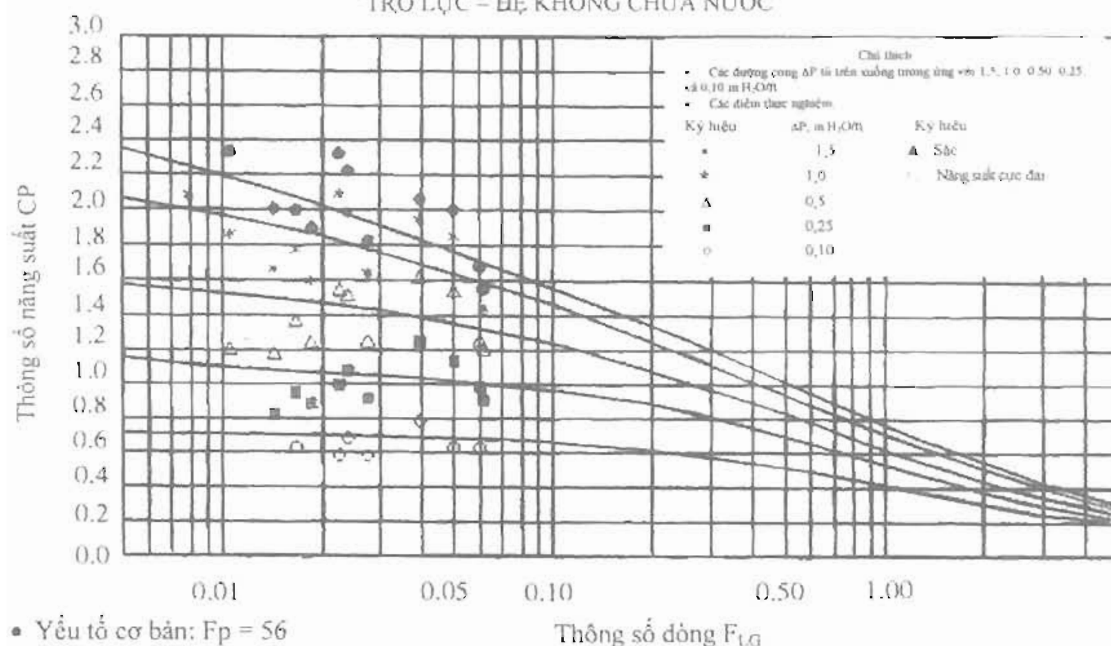


- Yếu tố cơ bản: Fp = 56
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10 1002B

Vòng PALL (kim loại) - 1 in

TRỞ LỰC – HỆ KHÔNG CHỨA NƯỚC

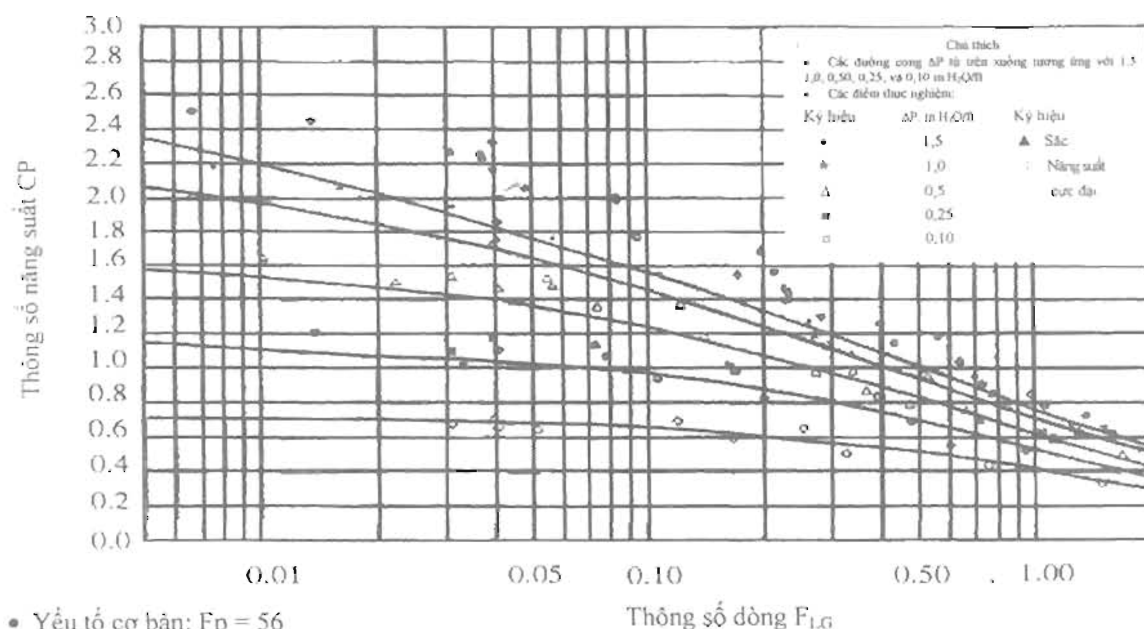


- Yếu tố cơ bản: Fp = 56
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1002c

Vòng PALL (kim loại) – 1 in

TRỞ LỰC – HỆ NƯỚC

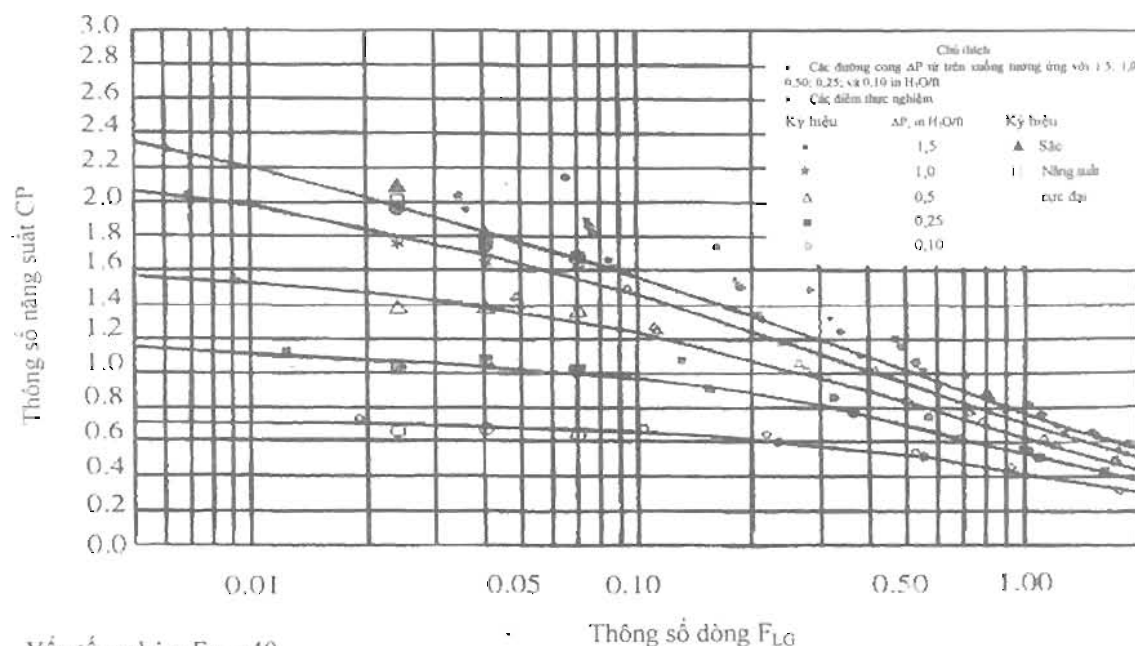


- Yếu tố cơ bản: Fp = 56
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1003

Vòng PALL (kim loại) – 1,5 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

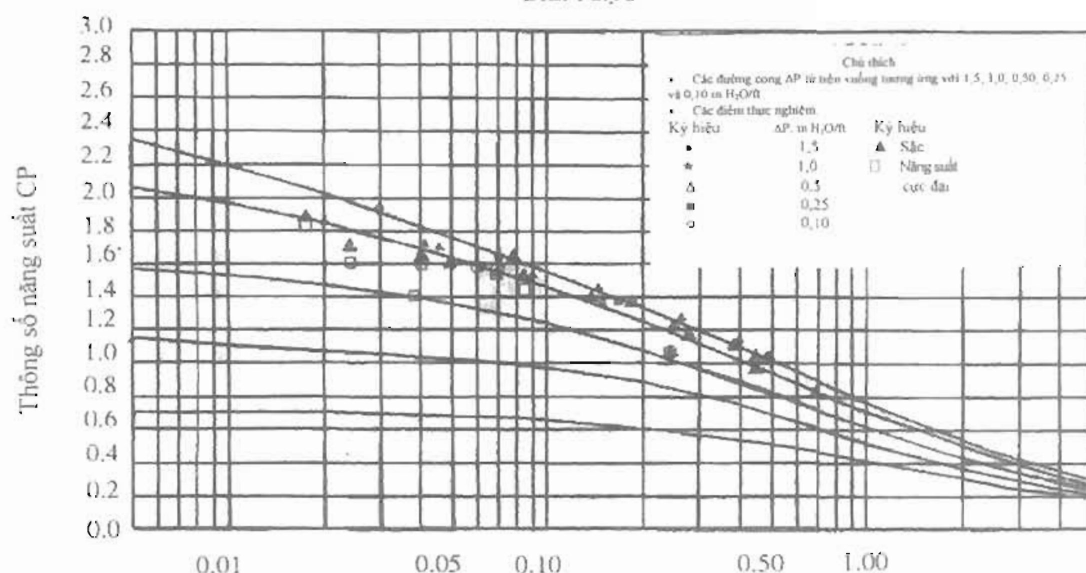


- Yếu tố cơ bản: Fp = 40
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1004A

Vòng PALL (kim loại) – 2 in

ĐIỂM SẶC



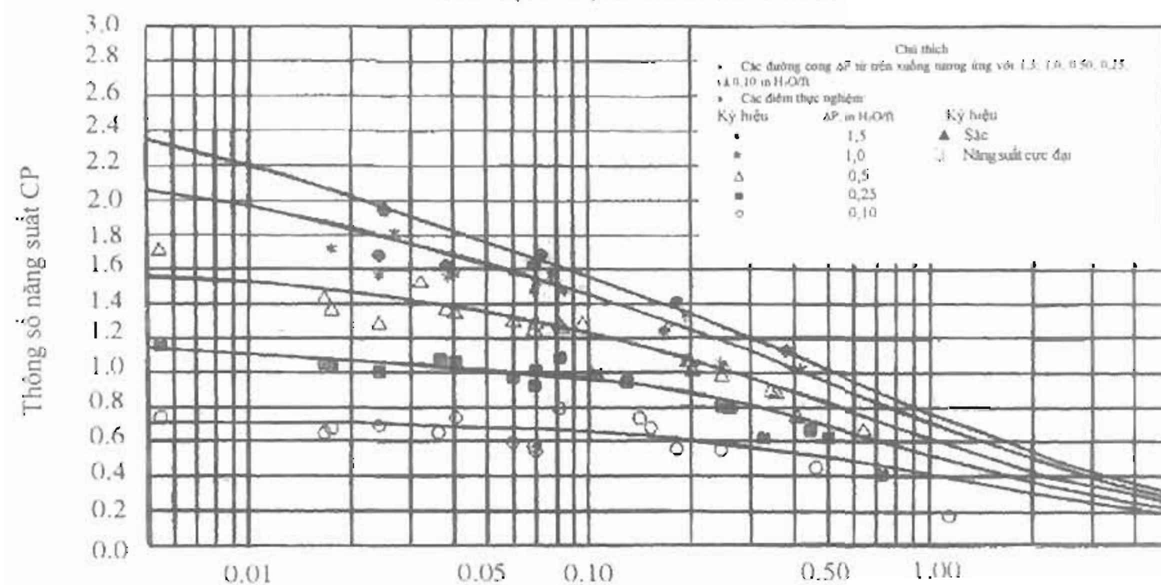
Thông số dòng F_{LG}

- Yếu tố cơ bản: Fp = 27
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1004B

Vòng PALL (kim loại) – 2 in

TRỞ LỰC – HỆ KHÔNG CHỨA NƯỚC



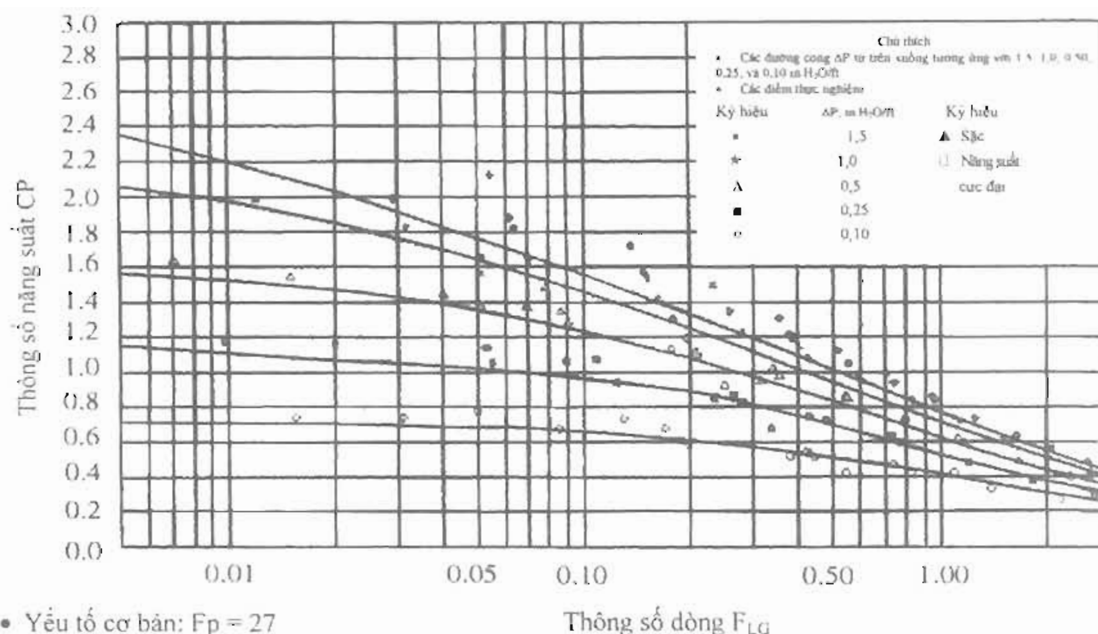
Thông số dòng F_{LG}

- Yếu tố cơ bản: Fp = 27
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1004C

Vòng PALL (kim loại) – 2 in

TRỞ LỰC – HỆ NƯỚC

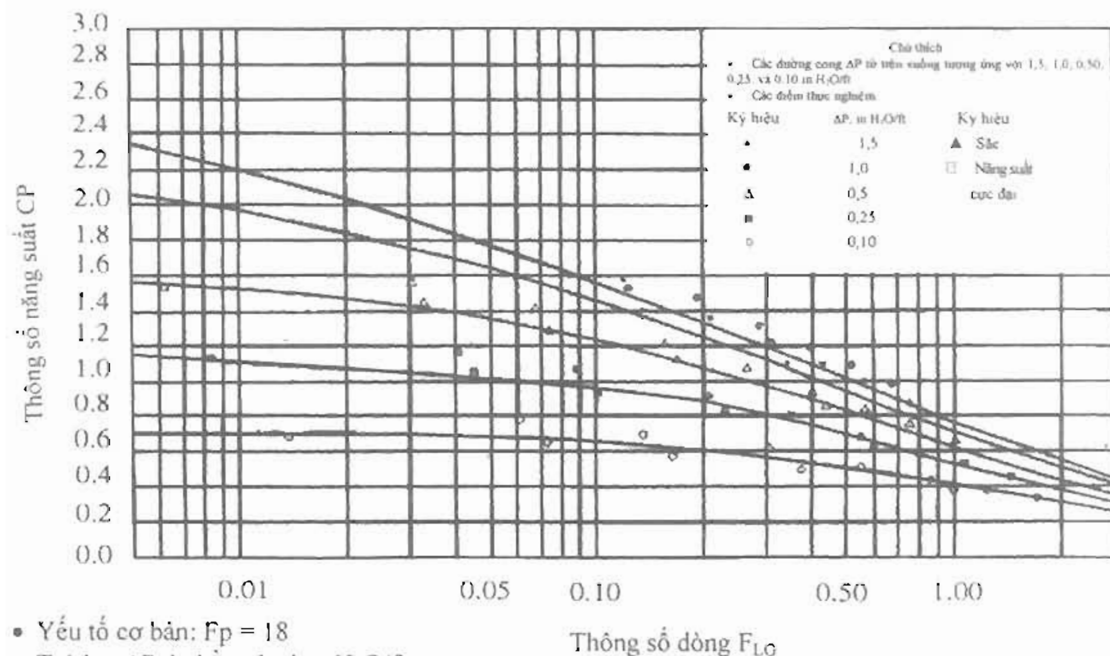


- Yếu tố cơ bản: Fp = 27
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1007

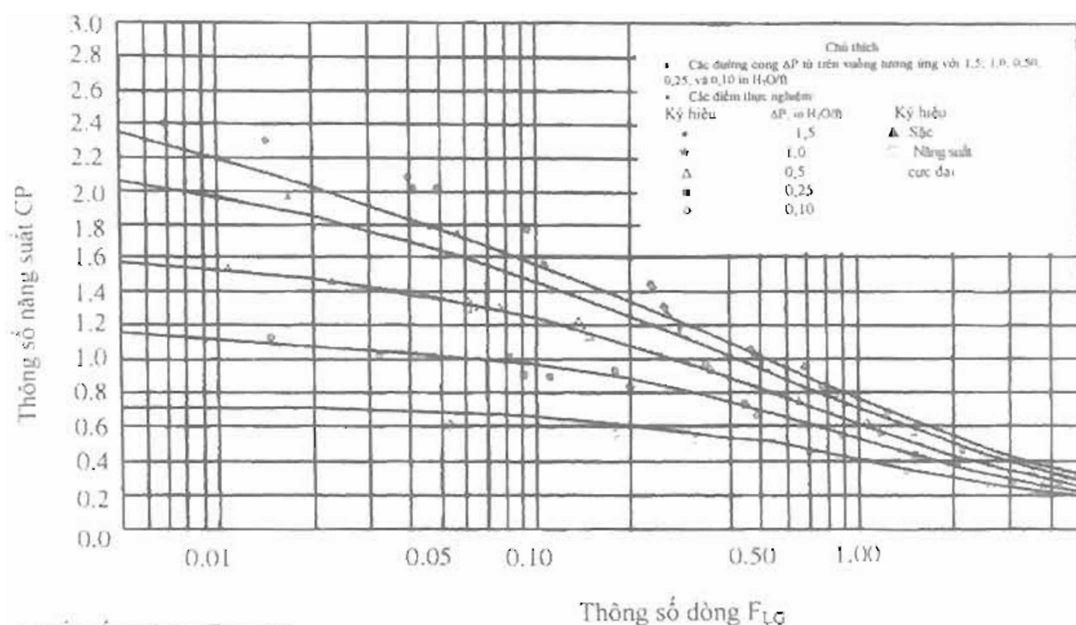
Vòng PALL (kim loại) – 3,5 in

TRỞ LỰC



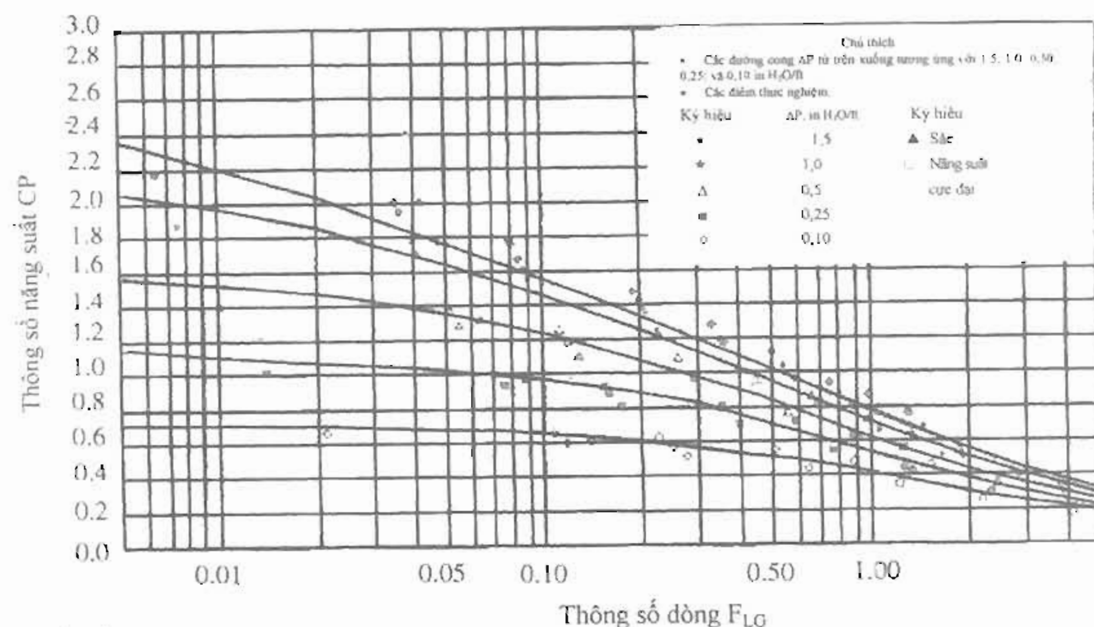
- Yếu tố cơ bản: Fp = 18
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1012
Vòng PALL (Nhựa) – 1 in
TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 55
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1013
Vòng PALL (nhựa) - 1,5 in
TRỞ LỰC

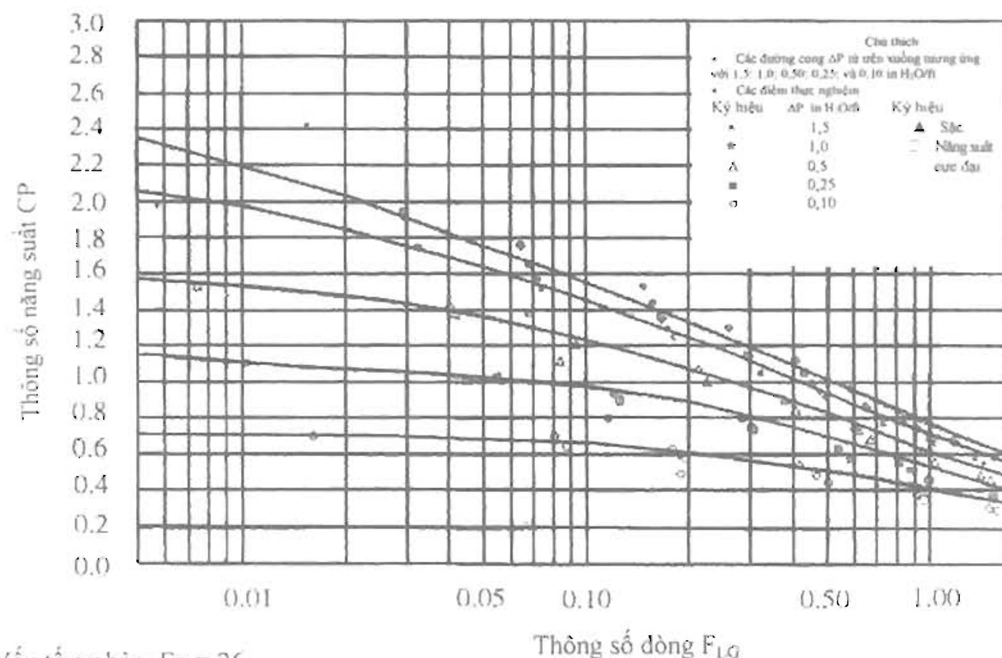


- Yếu tố cơ bản: Fp = 40
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1014

Vòng PALL (nhựa) – 2 in

TRỞ LỰC

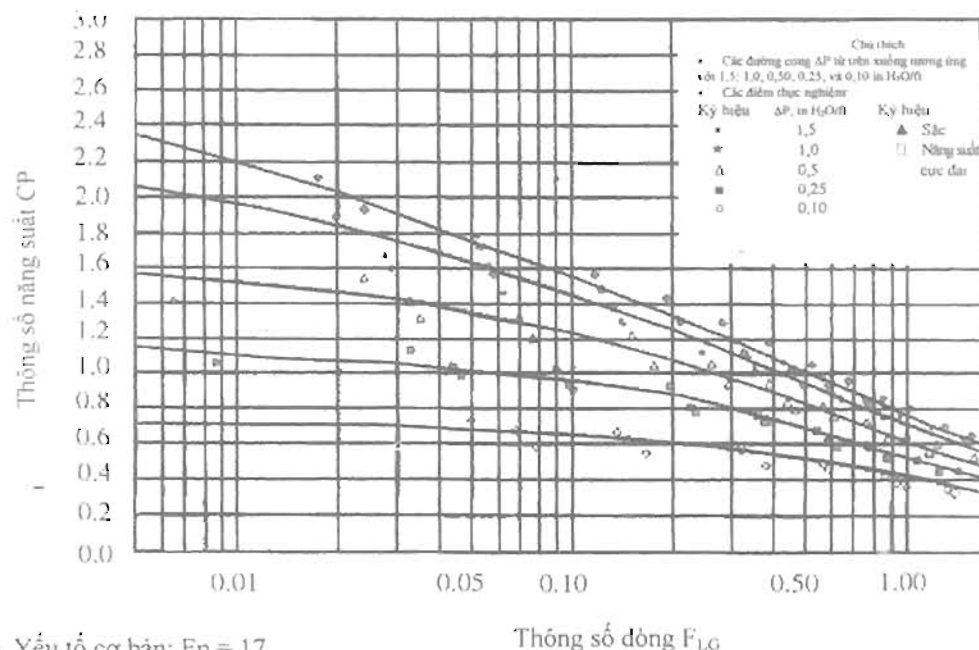


- Yếu tố cơ bản: Fp = 26
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1017

Vòng PALL (nhựa) – 3.5 in

TRỞ LỰC

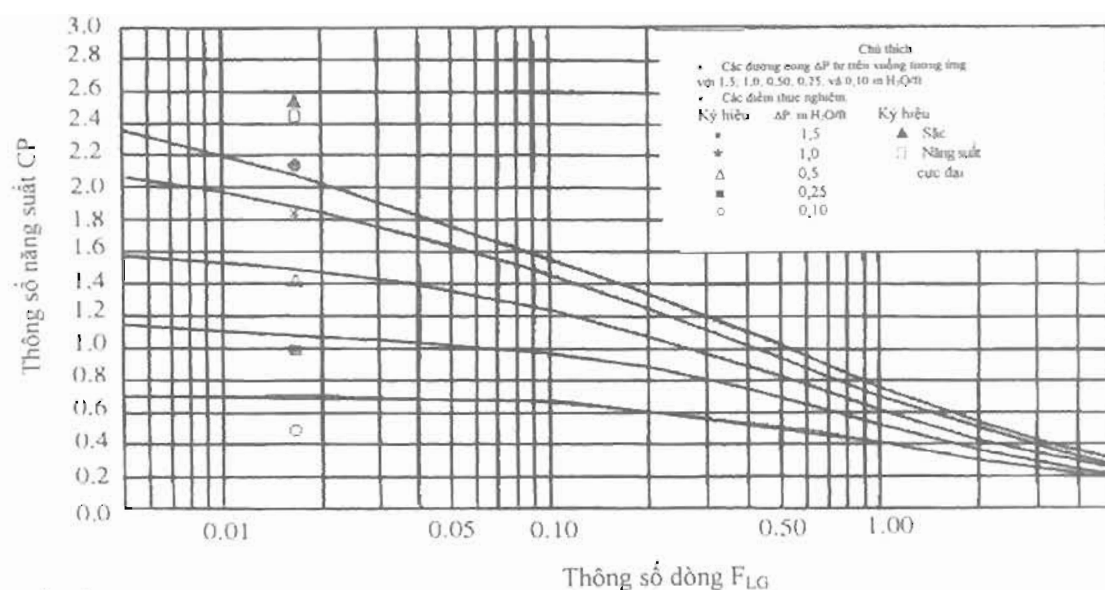


- Yếu tố cơ bản: Fp = 17
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1022

Vòng PALL (gốm – sứ) - 1 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

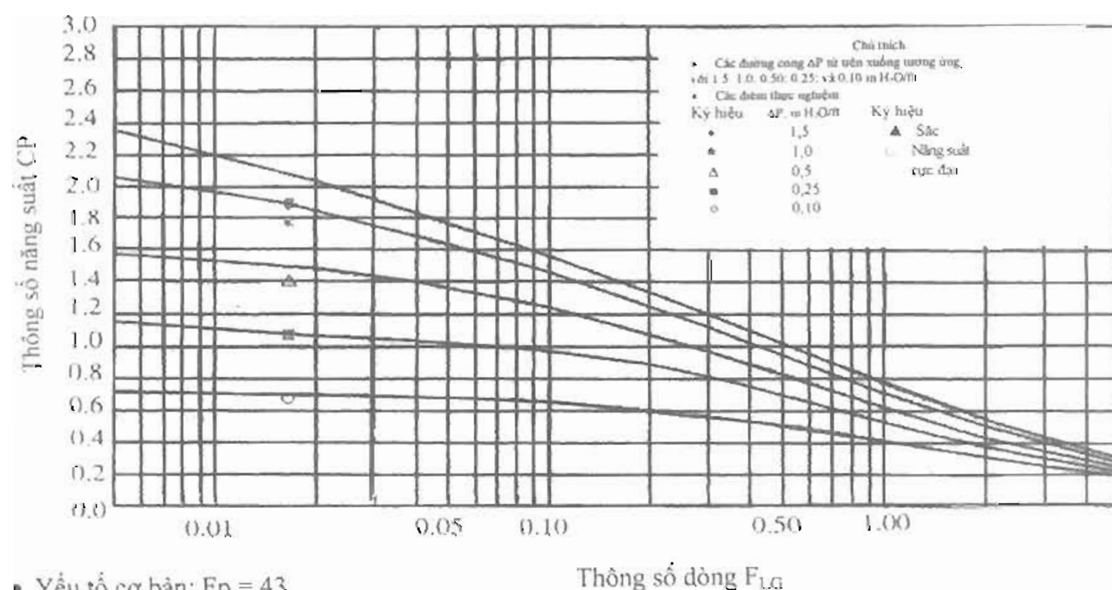


- Yếu tố cơ bản: Fp = 107
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1024

Vòng PALL (gốm – sứ) – 2 in

TRỞ LỰC

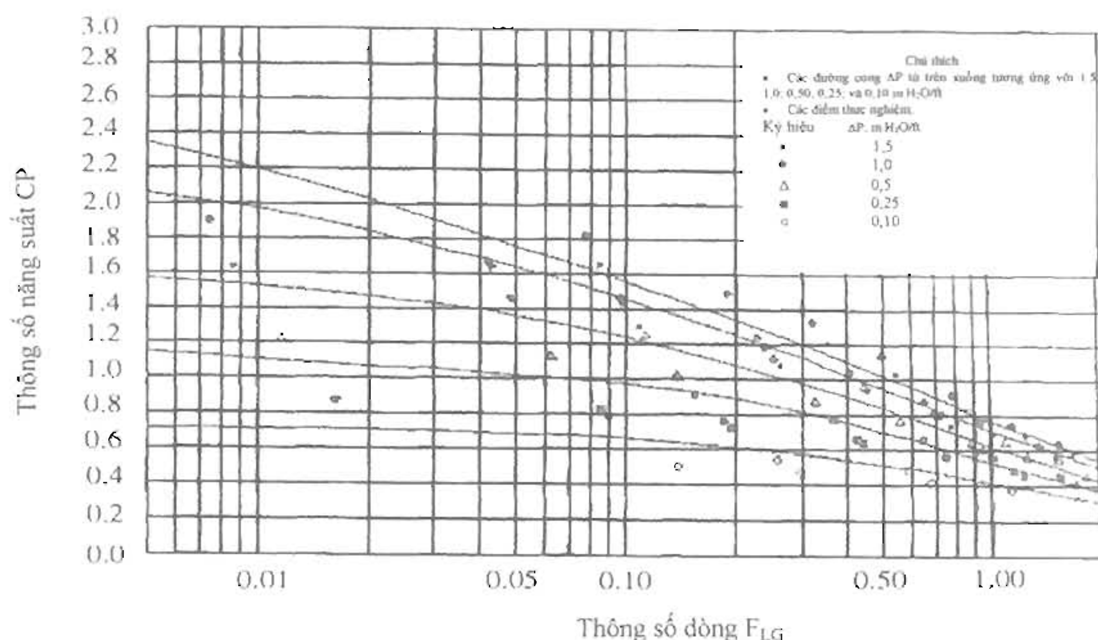


- Yếu tố cơ bản: Fp = 43
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1112

YÊN NGỰA SUPER INTALOX VÀ YÊN NGỰA FLEX - & BALLAST (nhựa) – 1 in

TRỞ LỰC

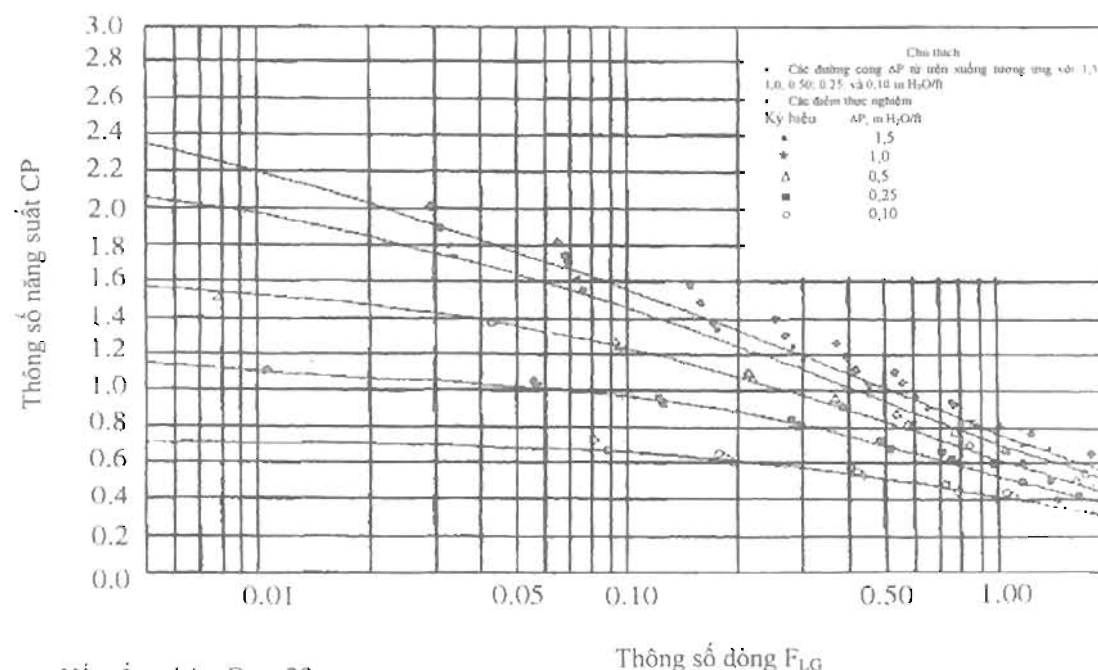


- Yếu tố cơ bản: Fp = 40
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1114

YÊN NGỰA SUPER INTALOX VÀ YÊN NGỰA FLEX - & BALLAST (nhựa) – 2 in

TRỞ LỰC

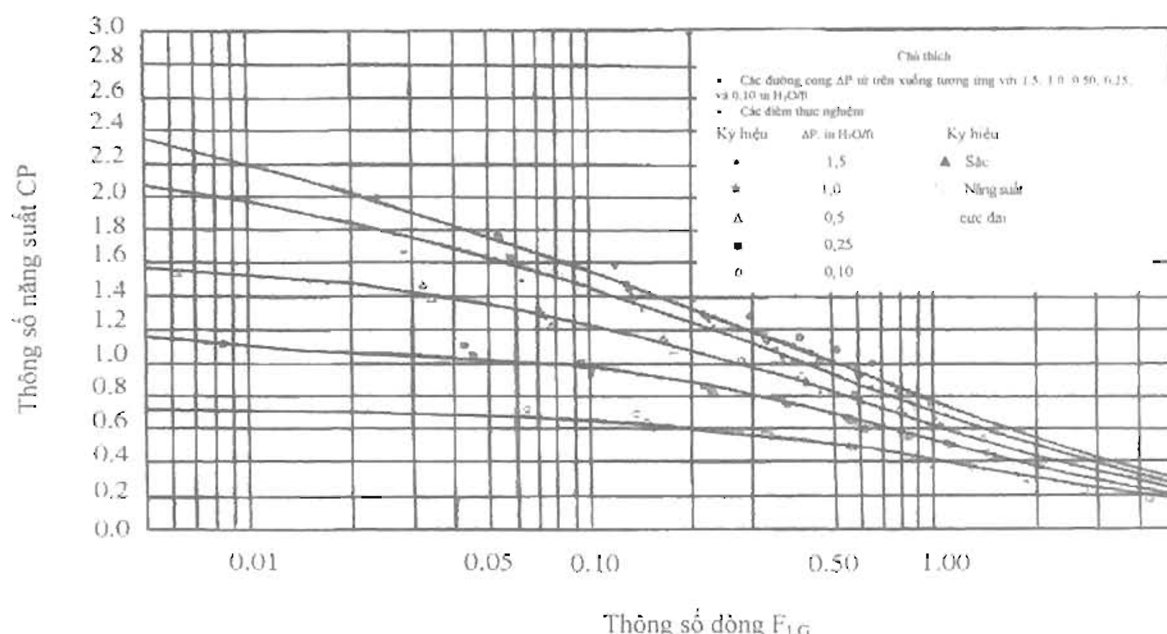


- Yếu tố cơ bản: Fp = 28
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1116

YÊN NGỰA SUPER INTALOX VÀ YÊN NGỰA FLEXI - & BALLAST (nhựa) – 3 in

TRỞ LỰC

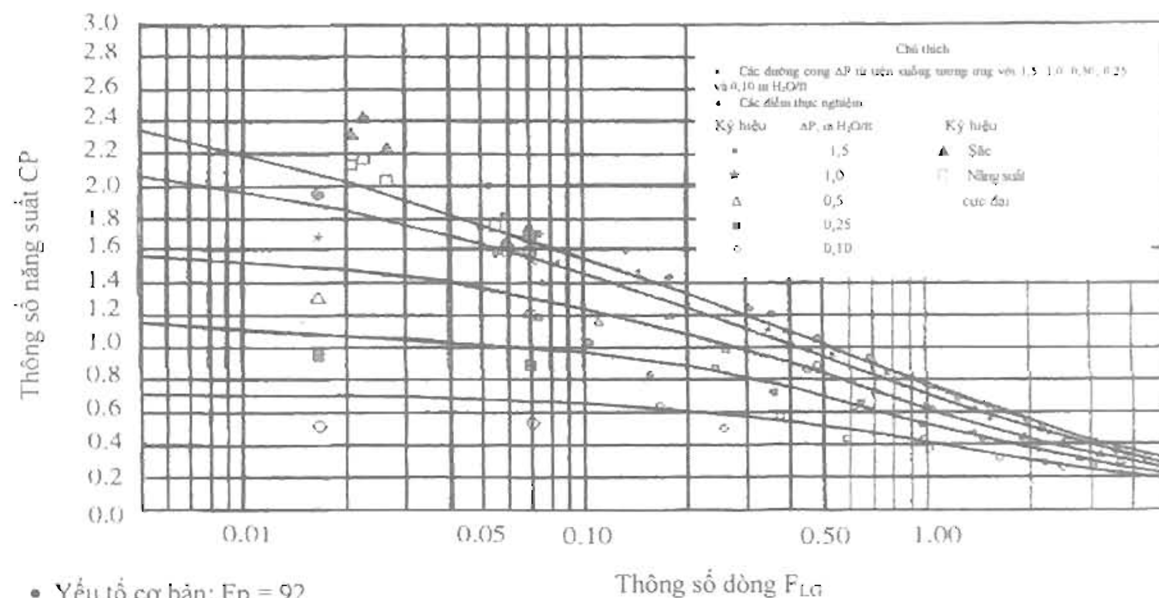


- Yếu tố cơ bản: Fp = 18
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1122

YÊN NGỰA SUPER INTALOX VÀ YÊN NGỰA FLEXI - & BALLAST (gốm – sứ) – 1 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

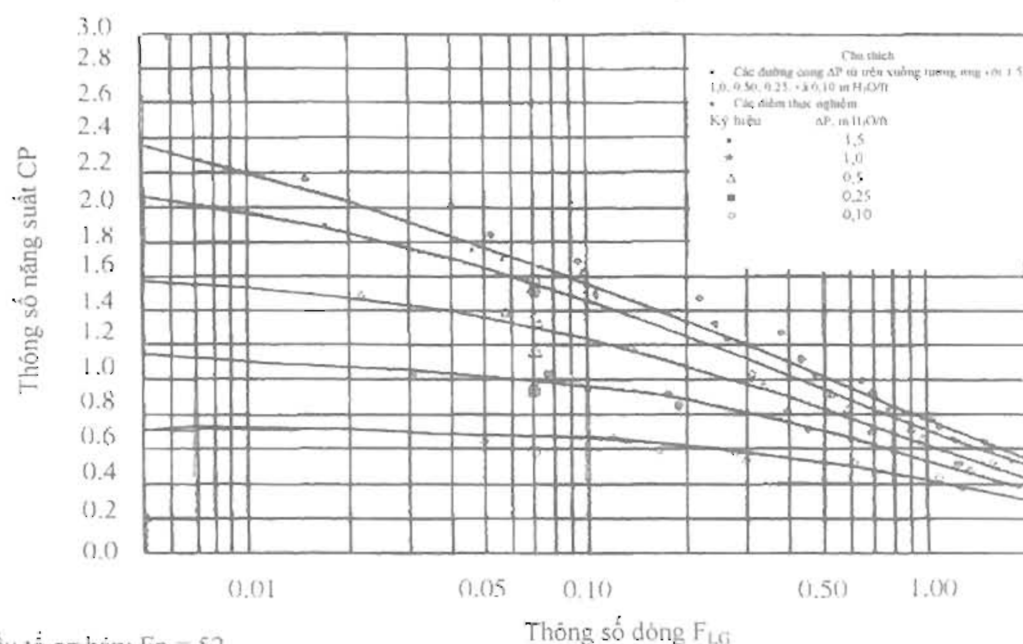


- Yếu tố cơ bản: Fp = 92
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1123

YÊN NGỰA SUPER INTALOX VÀ FLEXI - & BALLAST (gốm – sứ) - 1,5 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

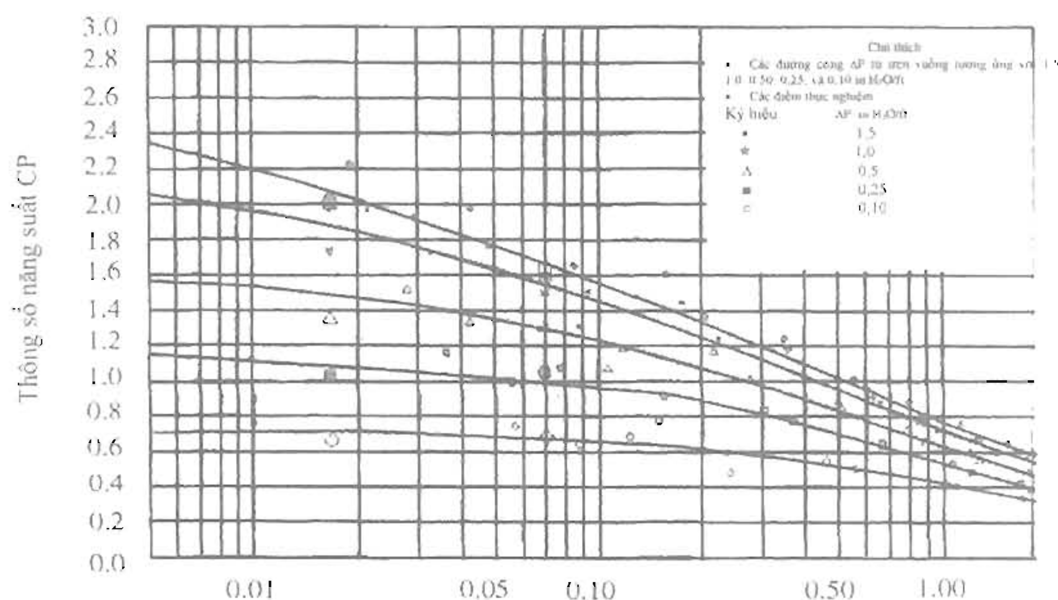


- Yếu tố cơ bản: Fp = 52
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1124

YÊN NGỰA SUPER INTALOX VÀ FLEXI - & BALLAST (gốm – sứ) - 2 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



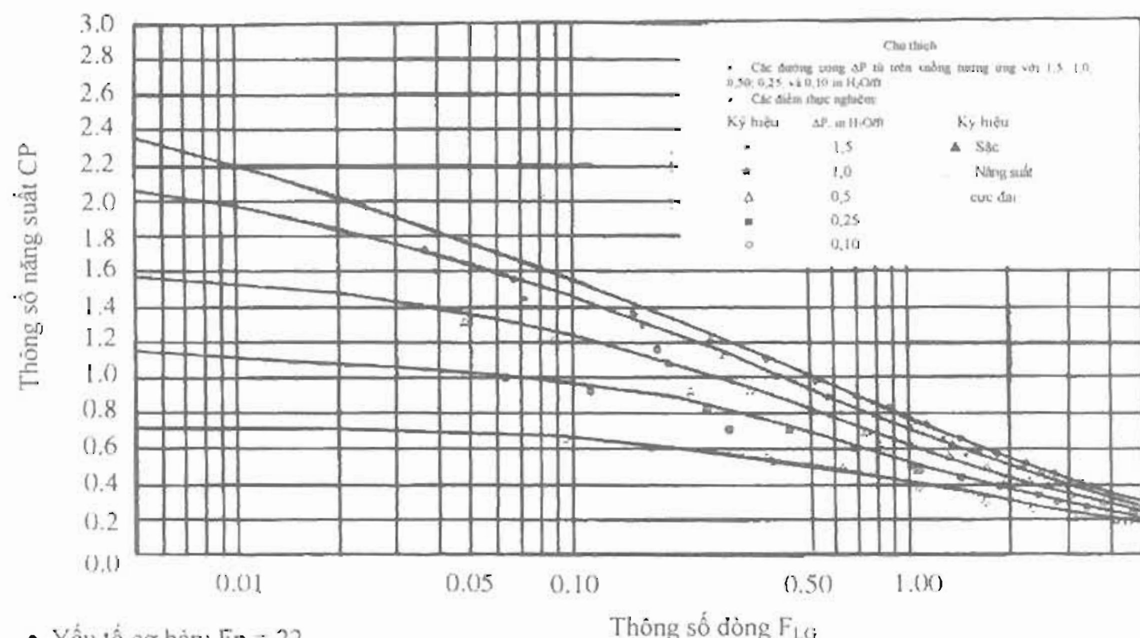
Thông số dòng F_{LG}

- Yếu tố cơ bản: Fp = 40
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1126

YÊN NGỰA SUPER INTALOX VÀ FLEXI - & BALLAST (gốm – sứ) – 3 in

TRỞ LỰC

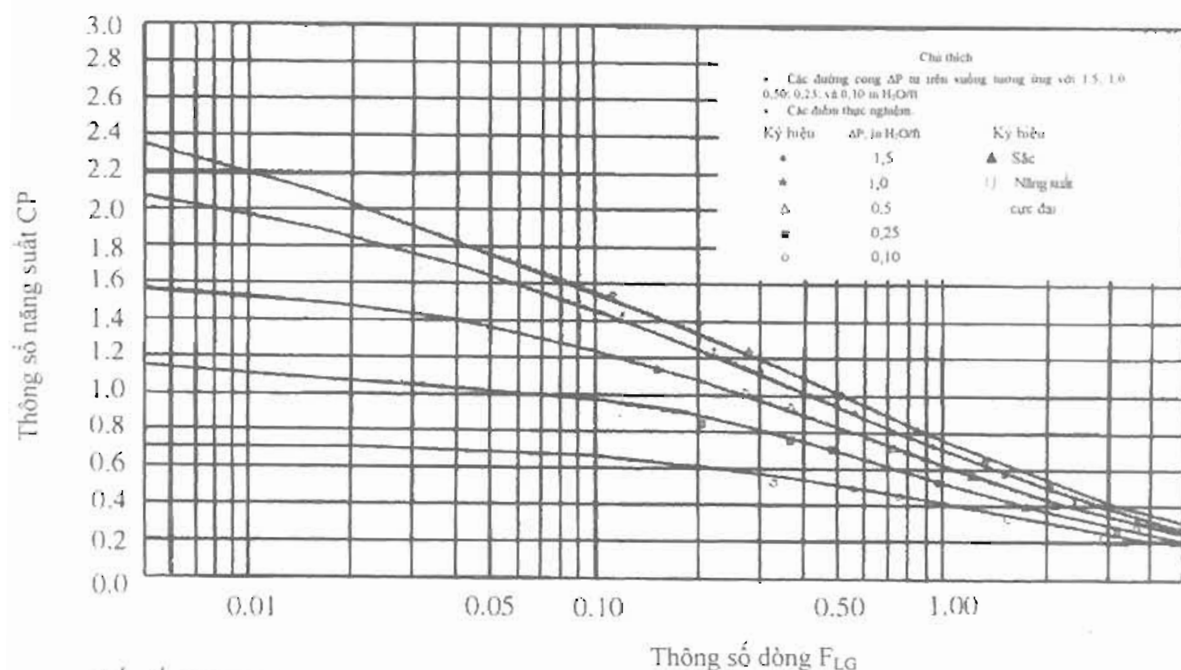


- Yếu tố cơ bản: Fp = 22
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1322

SUPER INTALOX (gốm – sứ) # 1

TRỞ LỰC

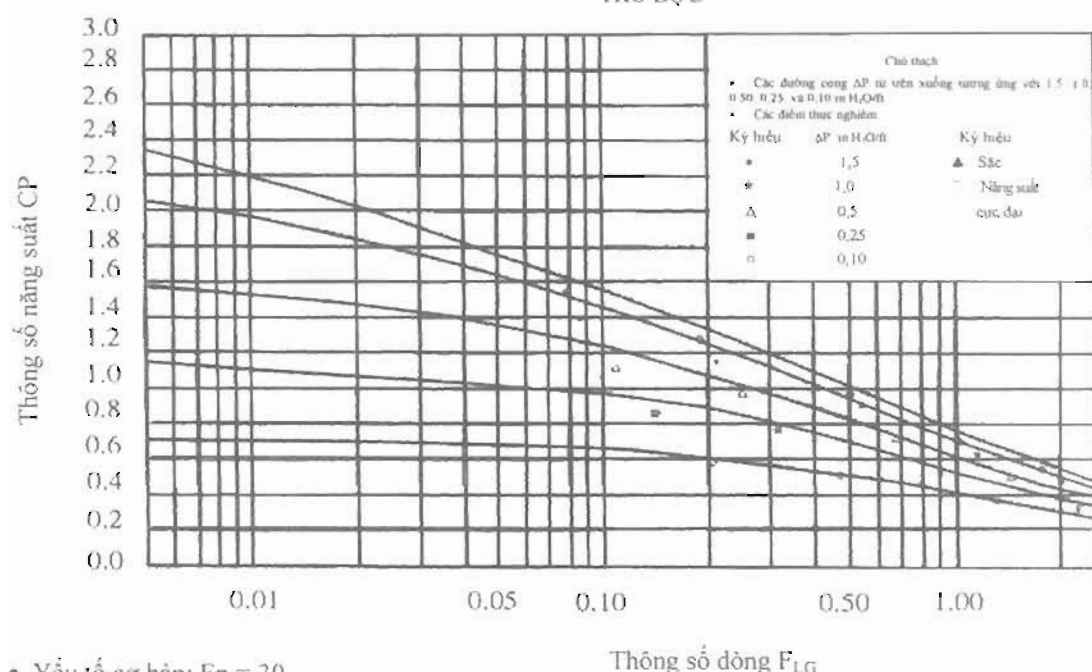


- Yếu tố cơ bản: Fp = 60
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1324

SUPER INTALOX (gốm – sứ) # 2

TRỞ LỰC

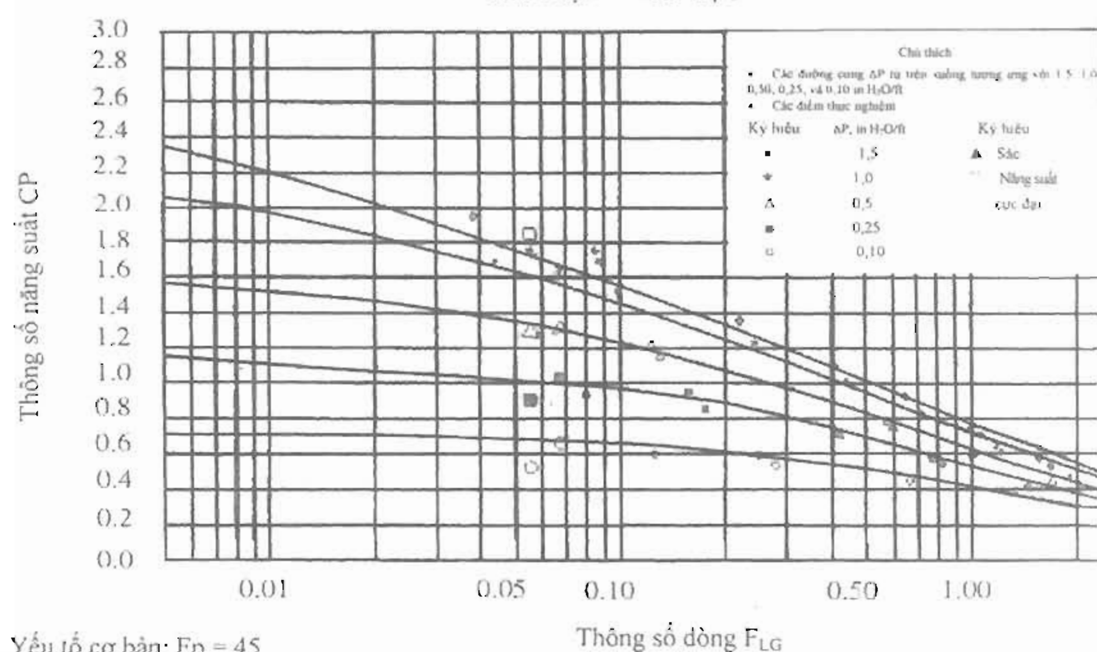


- Yếu tố cơ bản: Fp = 30
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1203

HY – PAK VÀ K – PAC (kim loại) # 1

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

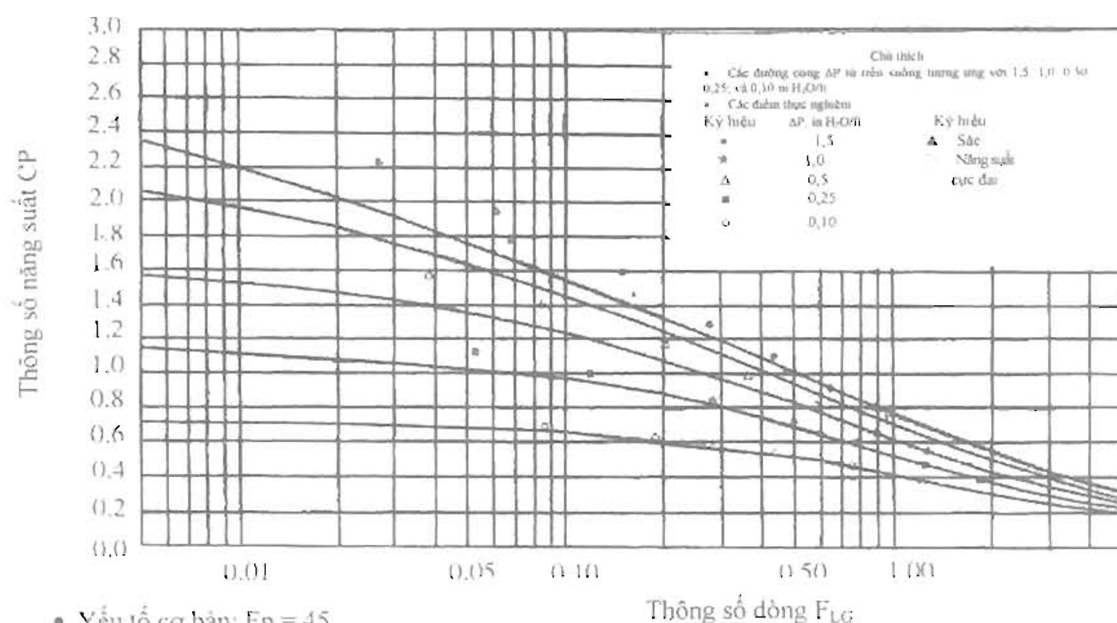


- Yếu tố cơ bản: Fp = 45
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1204

ĐỆM K – PAC (kim loại) # 1,5 in

TRỞ LỰC

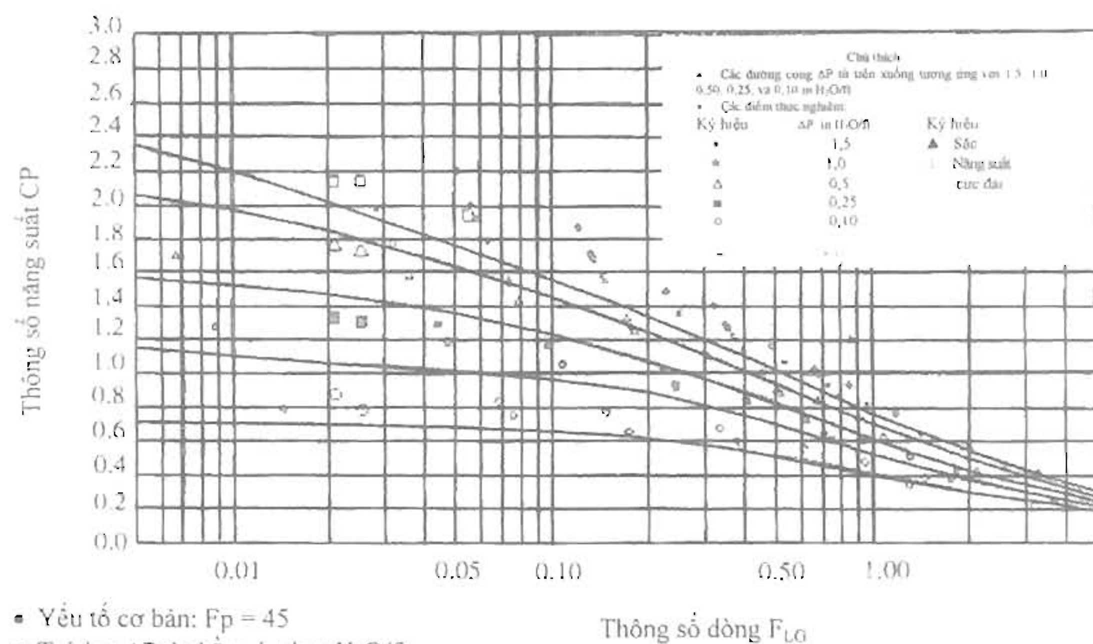


- Yếu tố cơ bản: Fp = 45
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.1205

ĐỆM HY – PAK VÀ BALLST (kim loại) # 2in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

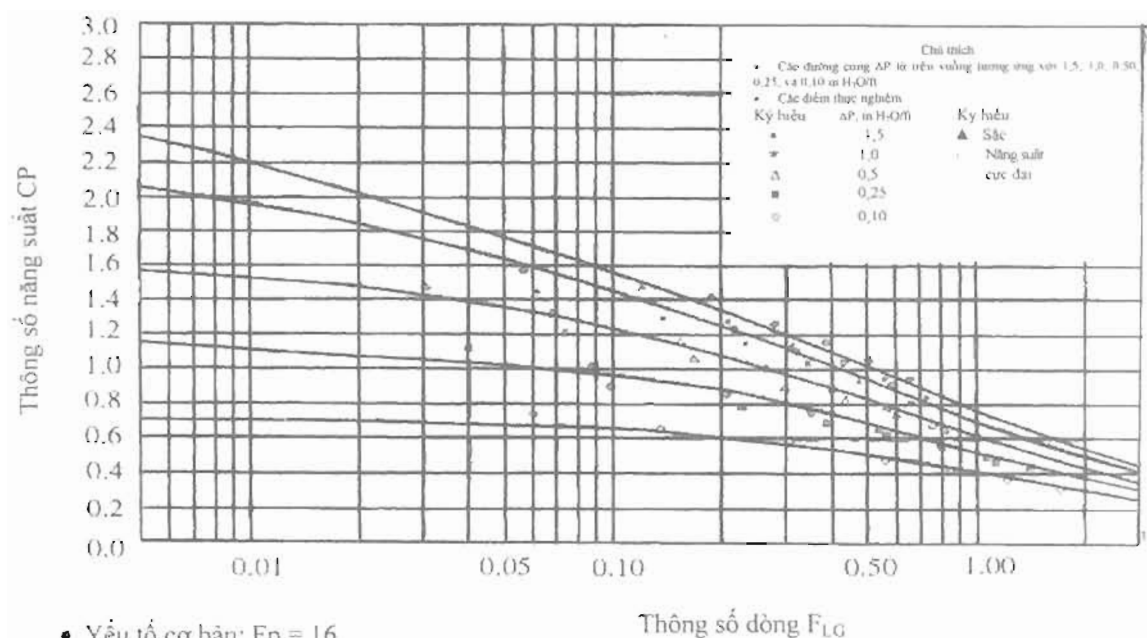


- Yếu tố cơ bản: Fp = 45
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.1207

ĐỆM HY – PAC VÀ K – PAC (kim loại) # 3 in

TRỞ LỰC

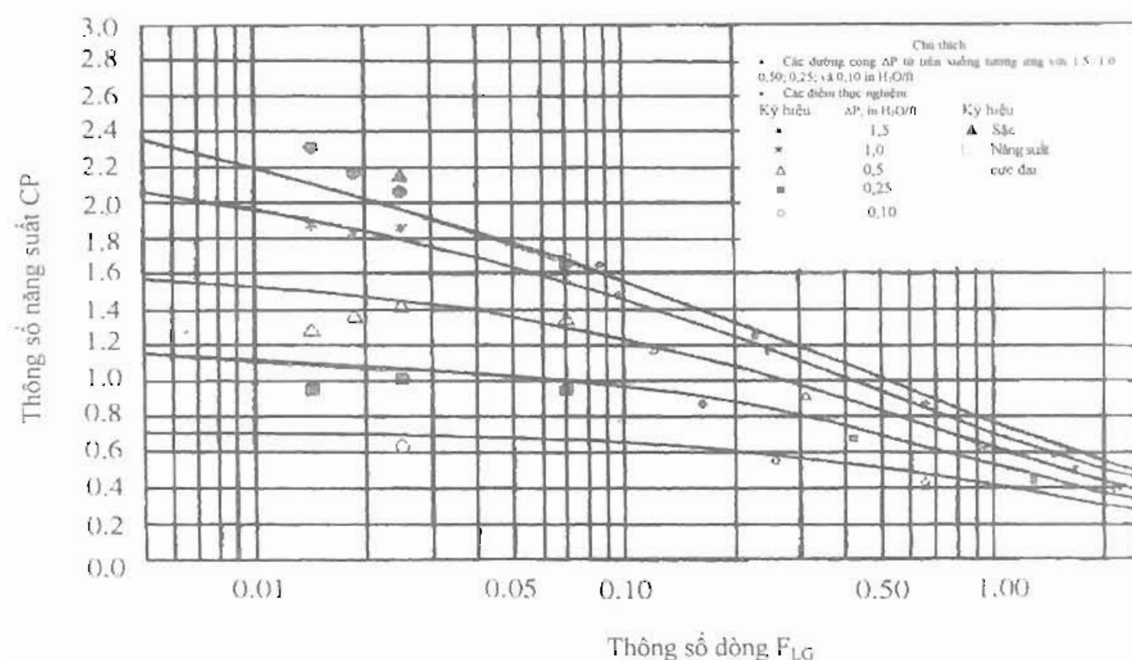


- Yếu tố cơ bản: Fp = 16
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2002

ĐỆM IMTP # 25

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

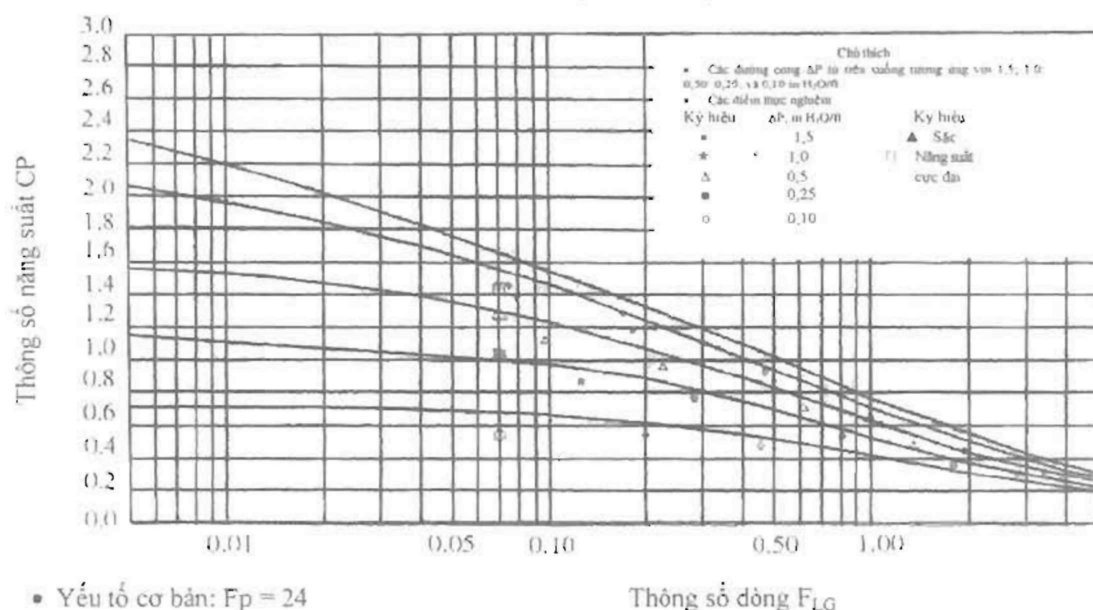


- Yếu tố cơ bản: Fp = 41
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2003

ĐỆM IMTP # 40

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 24

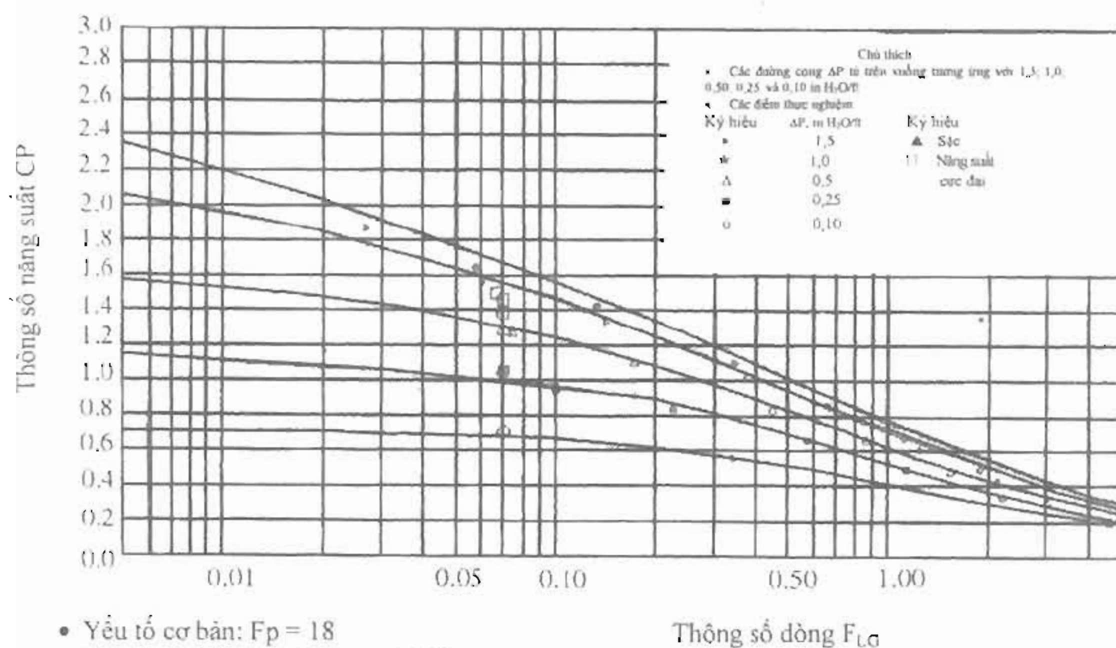
Thông số dòng F_{LG}

- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2004

ĐỆM IMTP # 50

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 18

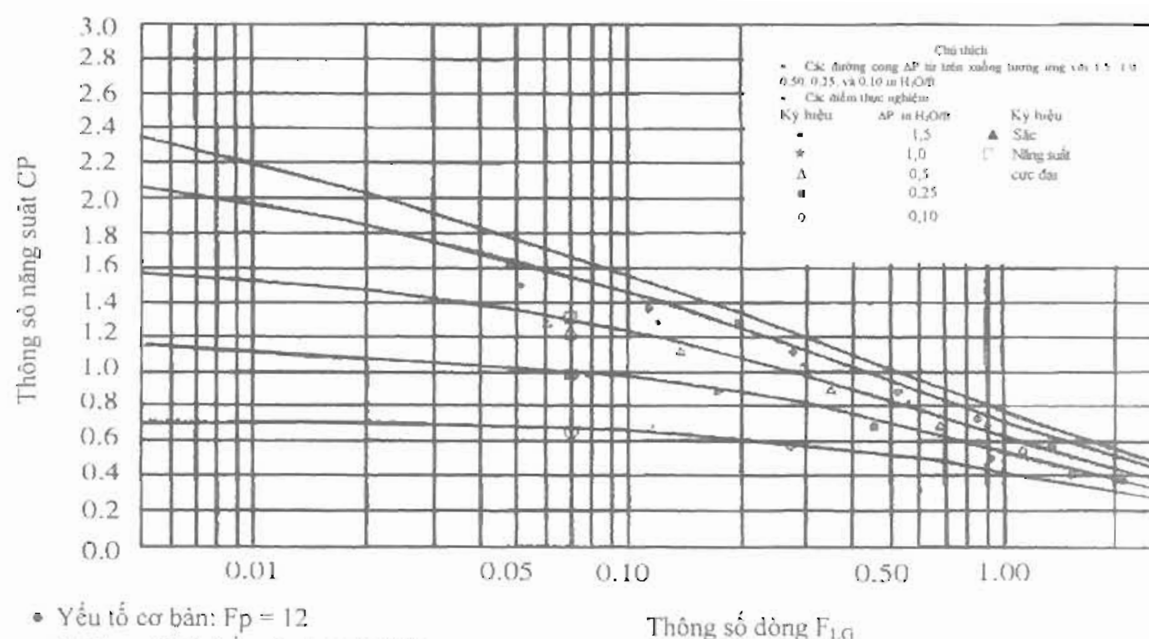
Thông số dòng F_{LG}

- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2006

ĐỆM IMTP # 70

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

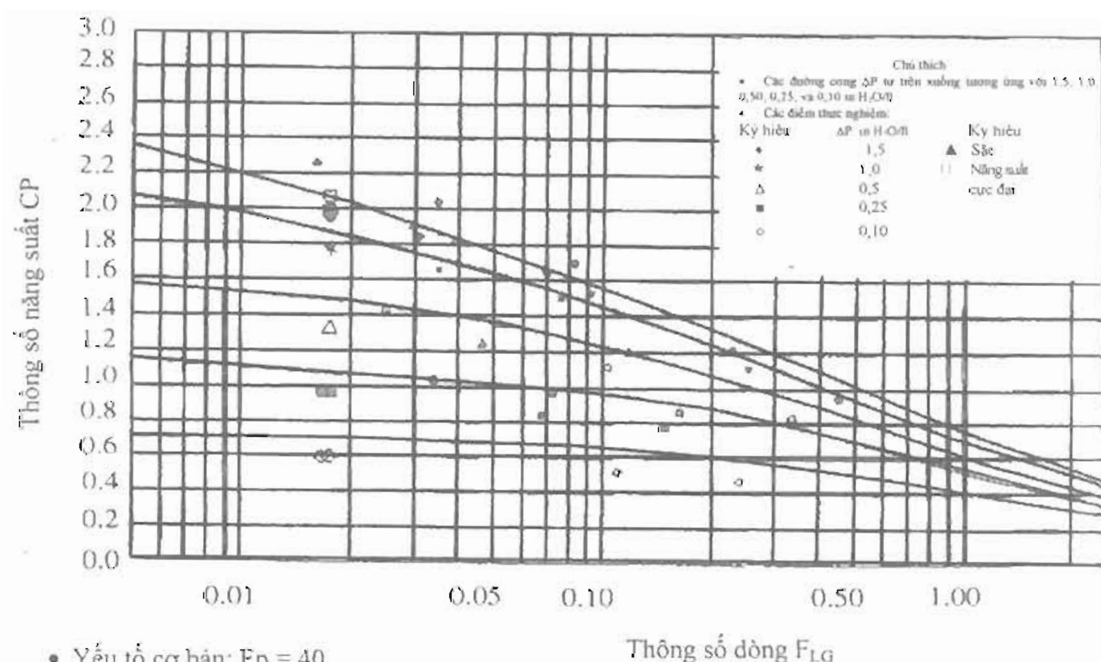


- Yếu tố cơ bản: Fp = 12
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2101

ĐỆM CMR (kim loại) # 1

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

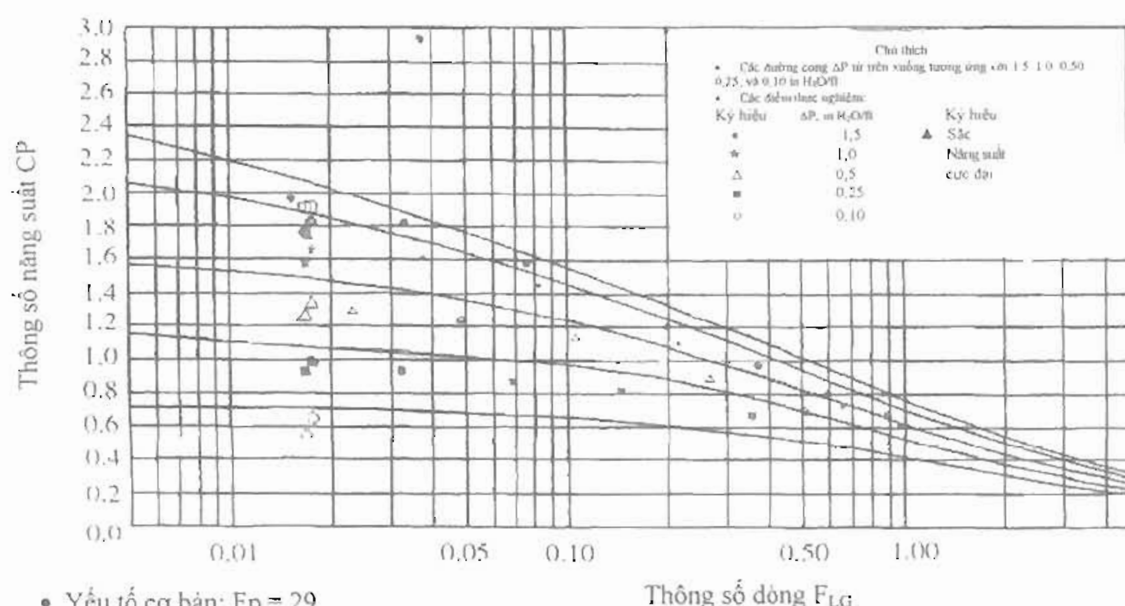


- Yếu tố cơ bản: Fp = 40
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2102

ĐỆM CMR (kim loại) # 1,5

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

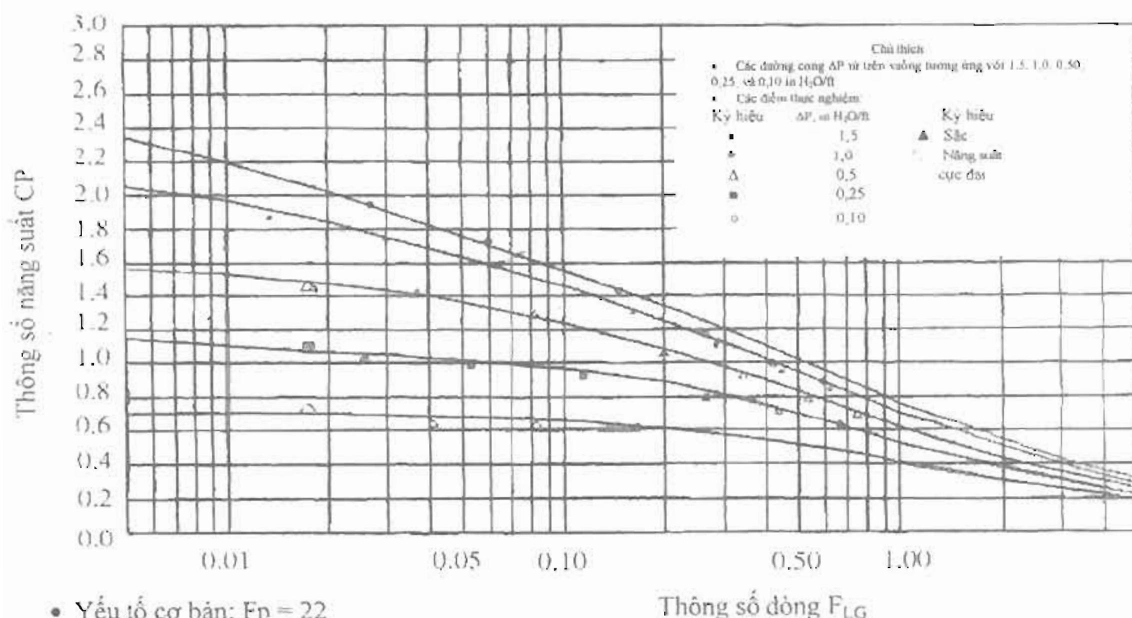


- Yếu tố cơ bản: Fp = 29
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2103

ĐỆM CMR (kim loại) # 2

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

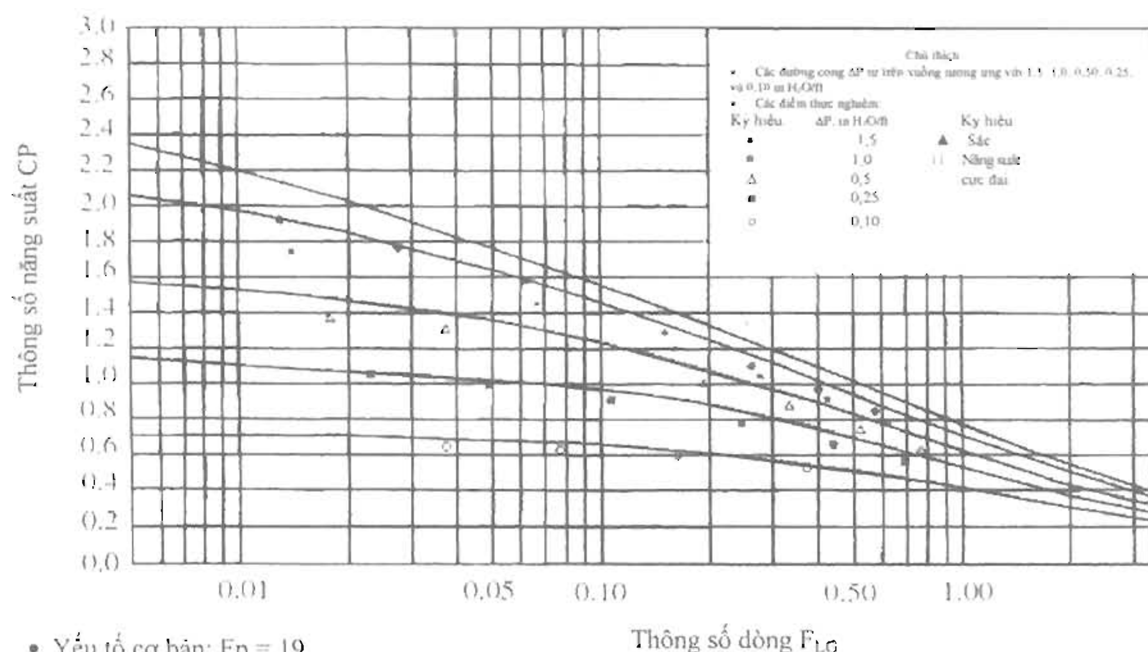


- Yếu tố cơ bản: Fp = 22
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2104

ĐỆM CMR (kim loại) # 2,5

TRỞ LỰC

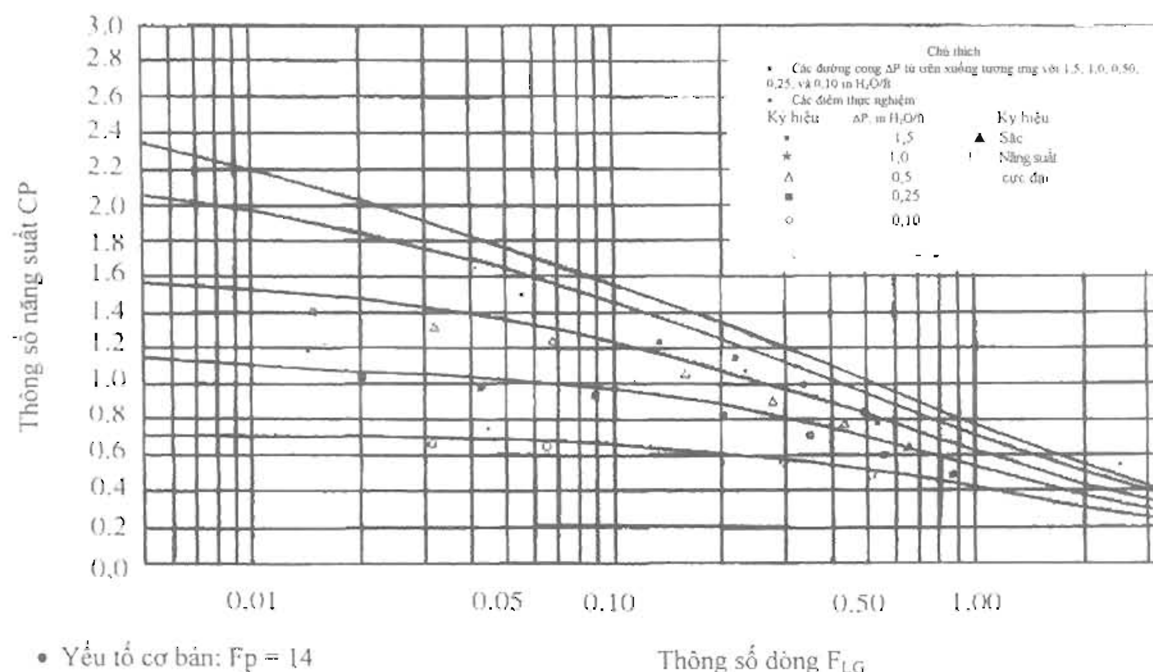


- Yếu tố cơ bản: Fp = 19
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2102

ĐỆM CMR (kim loại) # 3

TRỞ LỰC

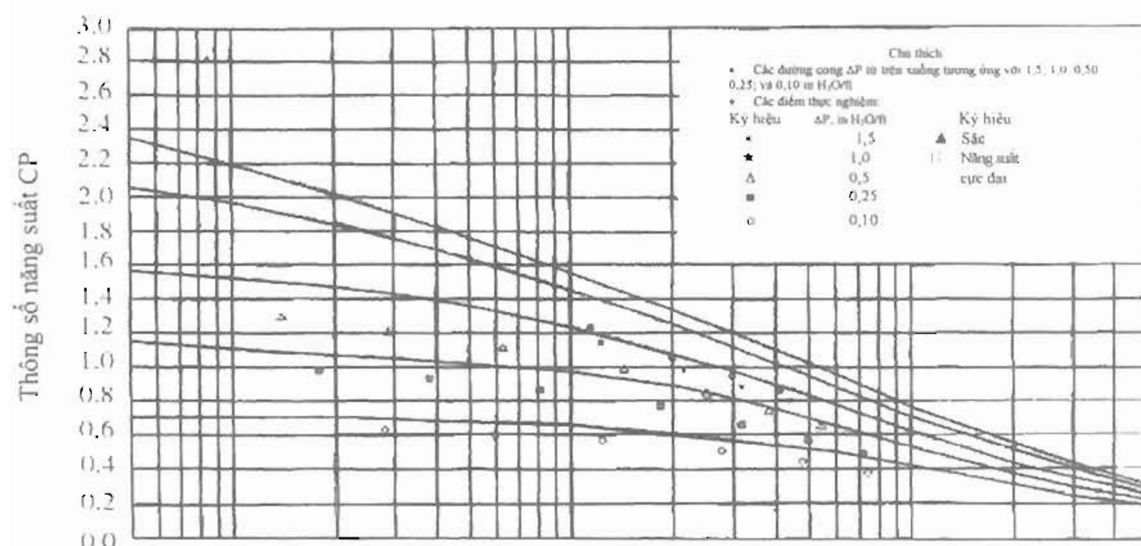


- Yếu tố cơ bản: Fp = 14
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2106

ĐỆM CMR (kim loại) # 4

TRỞ LỰC



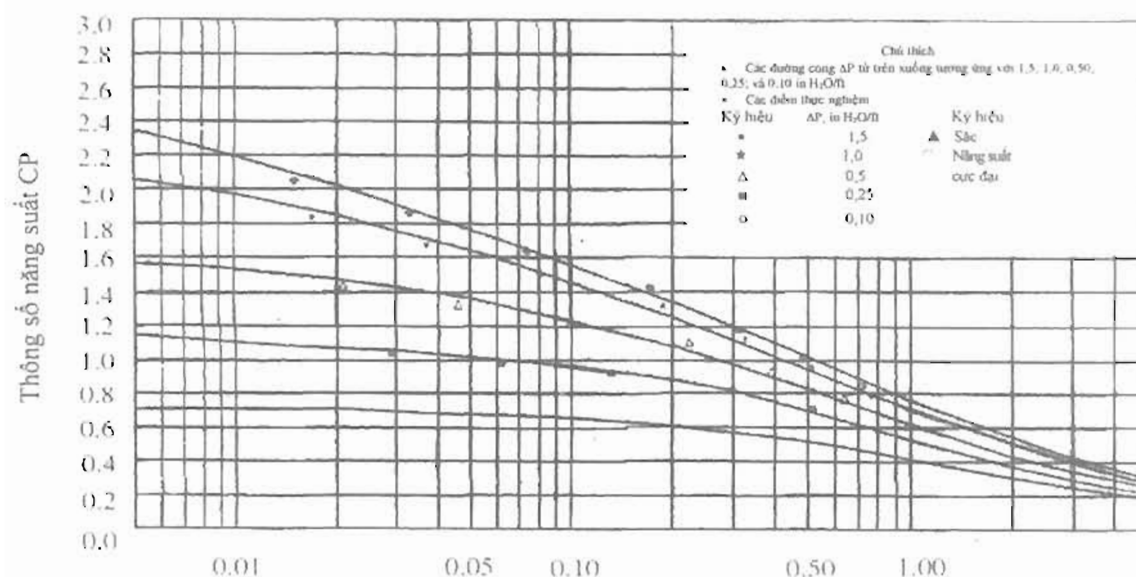
- Yếu tố cơ bản: Fp = 10
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

Thông số dòng F_{LG}

CHART 10.2111

ĐỆM CMR (nhựa) # 1A

TRỞ LỰC



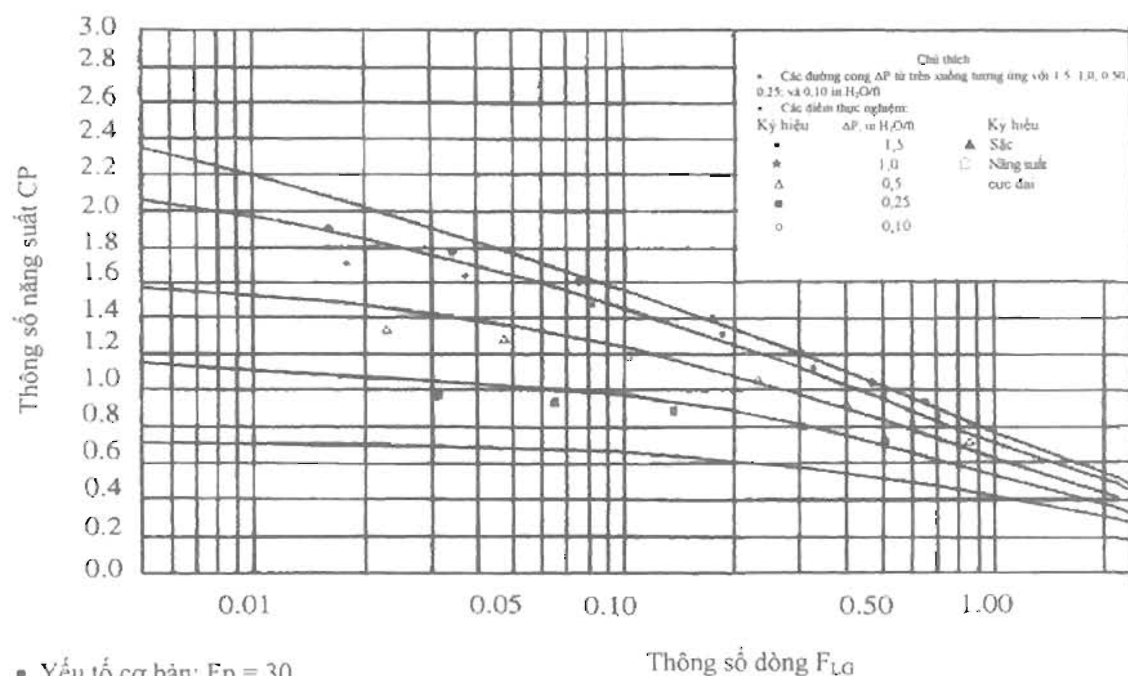
Thông số dòng F_{LG}

- Yếu tố cơ bản: Fp = 30
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2113

ĐỆM CMR (nhựa) # 2A

TRỞ LỰC

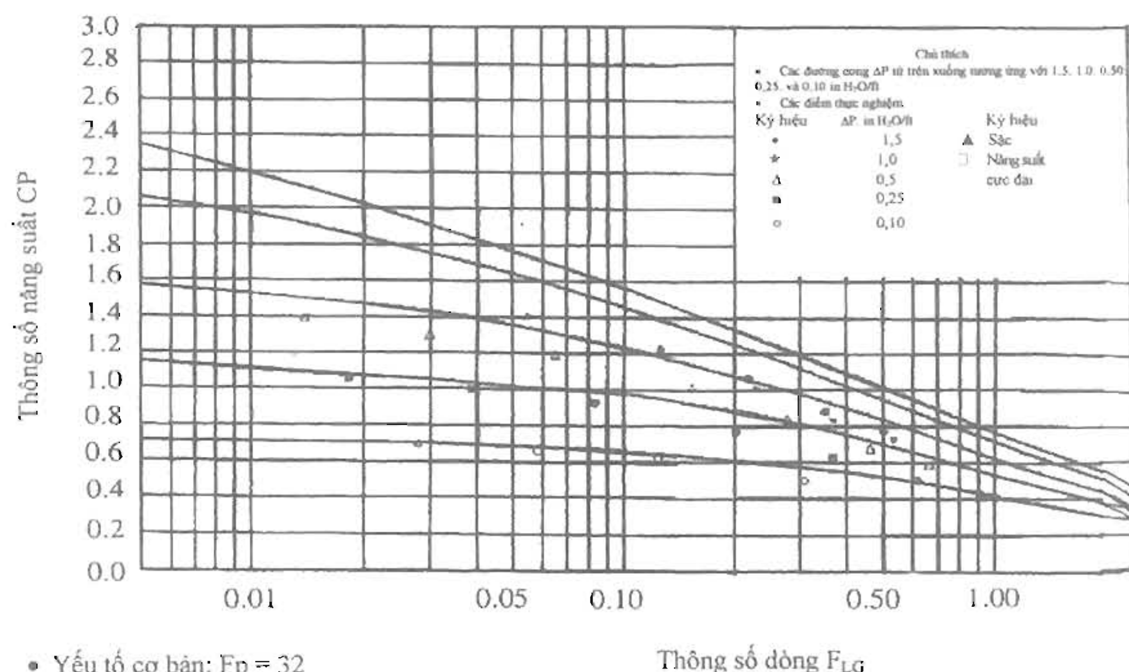


- Yếu tố cơ bản: Fp = 30
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2106

ĐỆM CMR (nhựa) # 3A

TRỞ LỰC



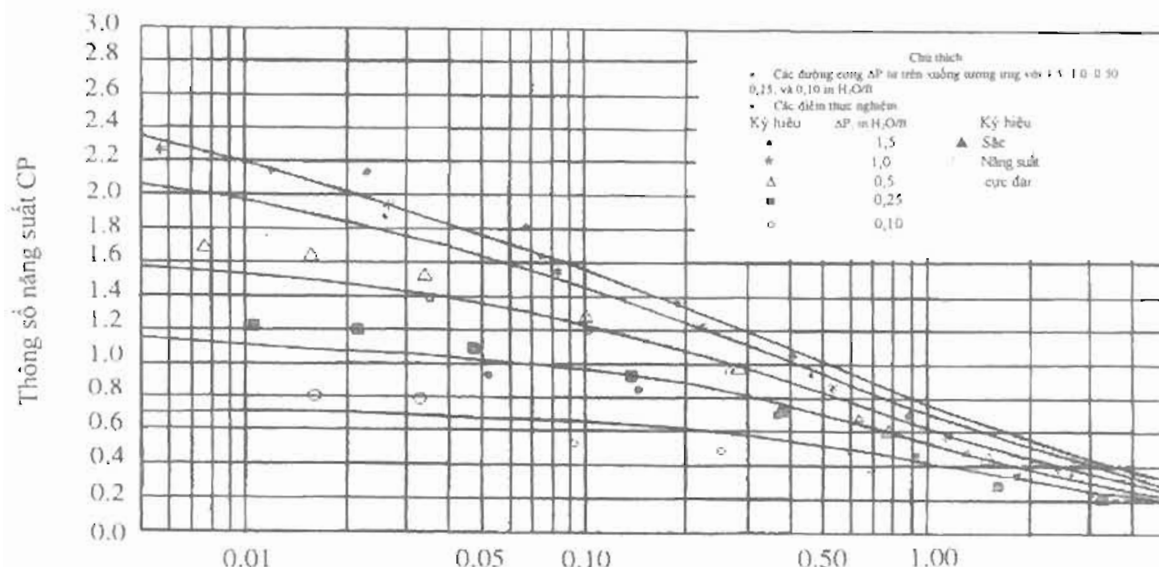
- Yếu tố cơ bản: Fp = 32
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

Parking Capacity and Pressure Drop GPDC Interpolation Charts Atlas

CHART 10.2202

VÒNG NUTTER # 1

TRỞ LỰC

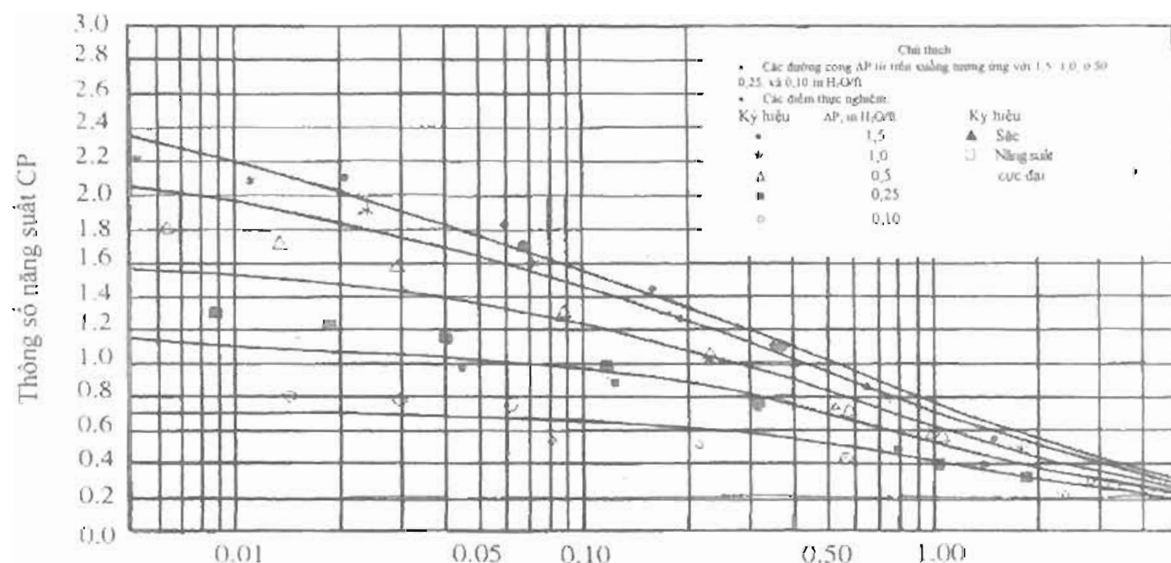


- Yếu tố cơ bản: Fp = 30
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2203

VÒNG NUTTER # 1,5

TRỞ LỰC

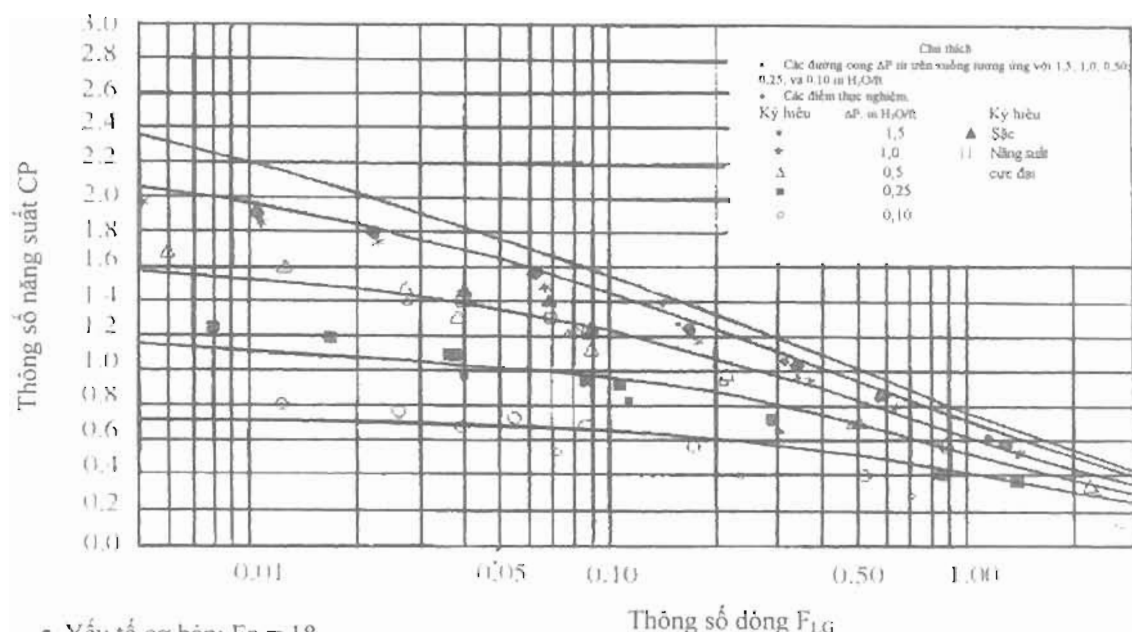


- Yếu tố cơ bản: Fp = 56
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2204

VÒNG NUTTER # 2

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

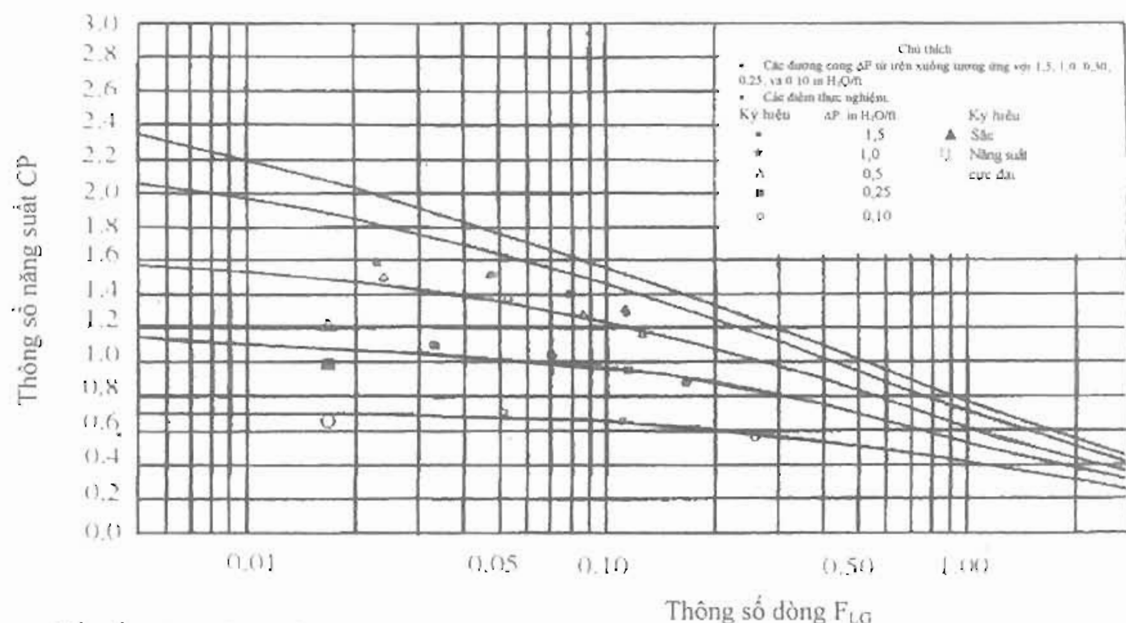


- Yếu tố cơ bản: Fp = 18
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2304

VÒNG HILOW(kim loại) – 2 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

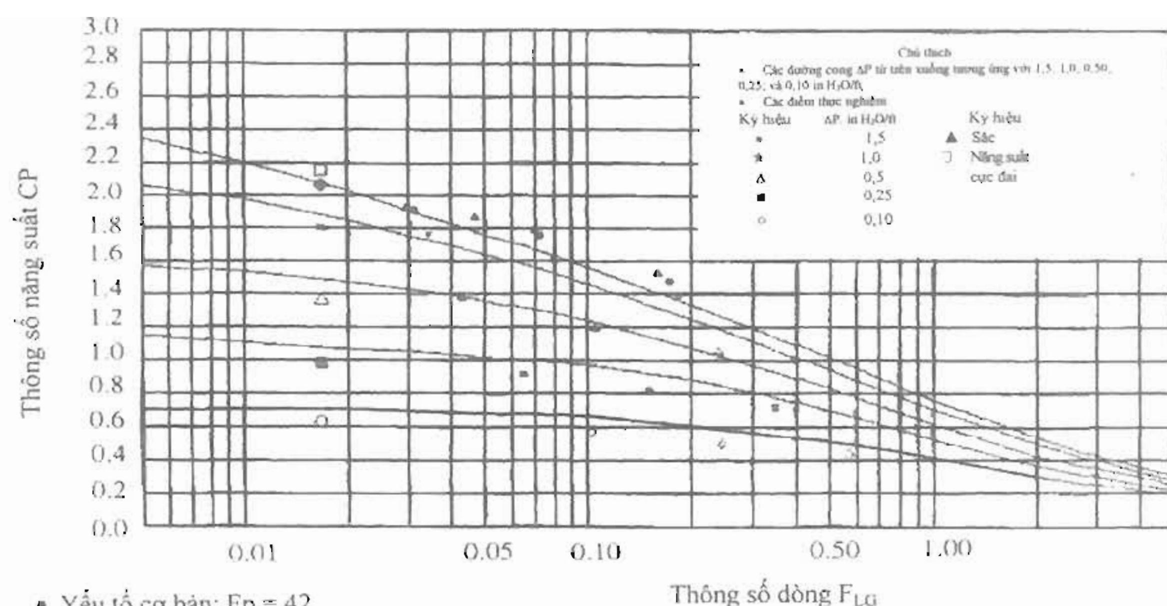


- Yếu tố cơ bản: Fp = 16
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2304

VÒNG HILOW (nhựa) – 1 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

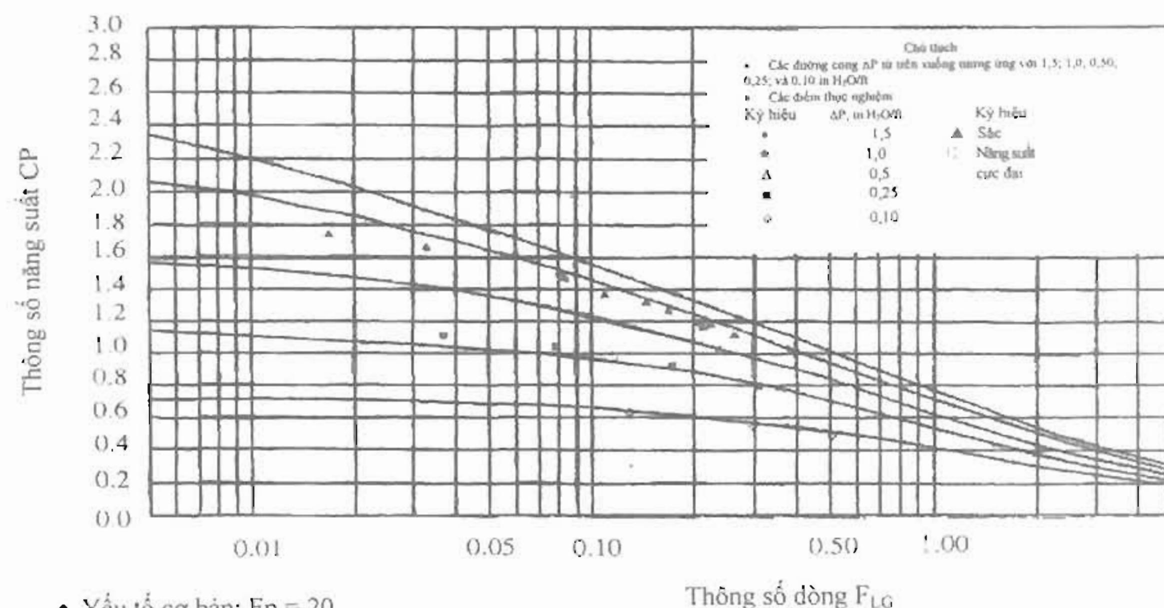


- Yếu tố cơ bản: Fp = 42
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2314

VÒNG HILOW (nhựa) – 2 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

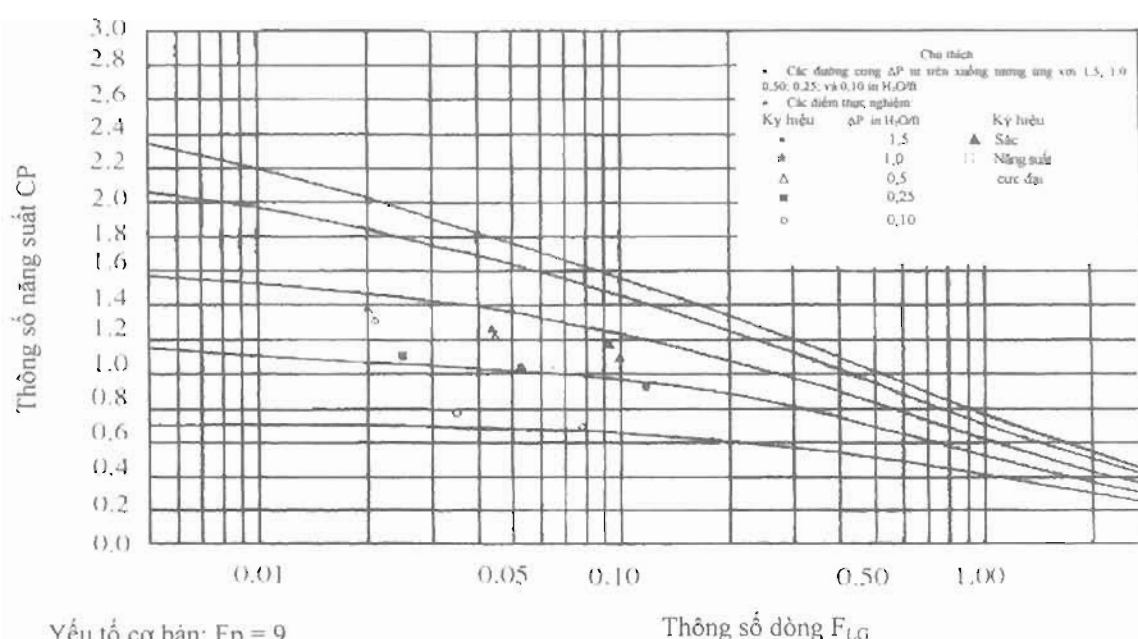


- Yếu tố cơ bản: Fp = 20
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2317

VÒNG HÌLOW (nhựa) – 3,5 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



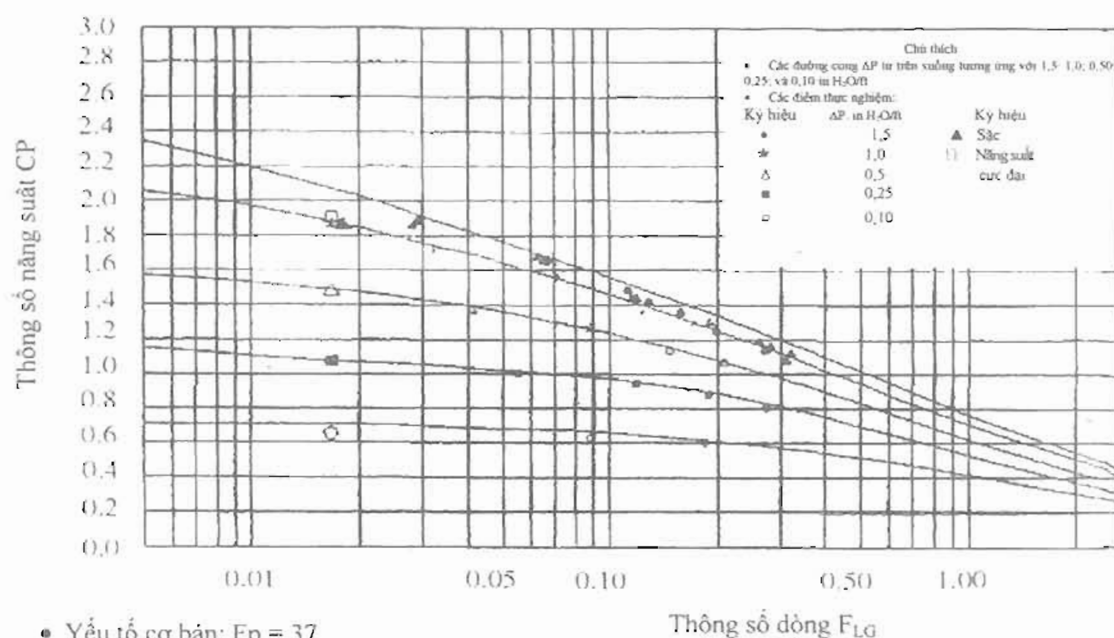
Yếu tố cơ bản: Fp = 9

- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2323

VÒNG HÌLOW (gốm – sứ) – 1,5 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

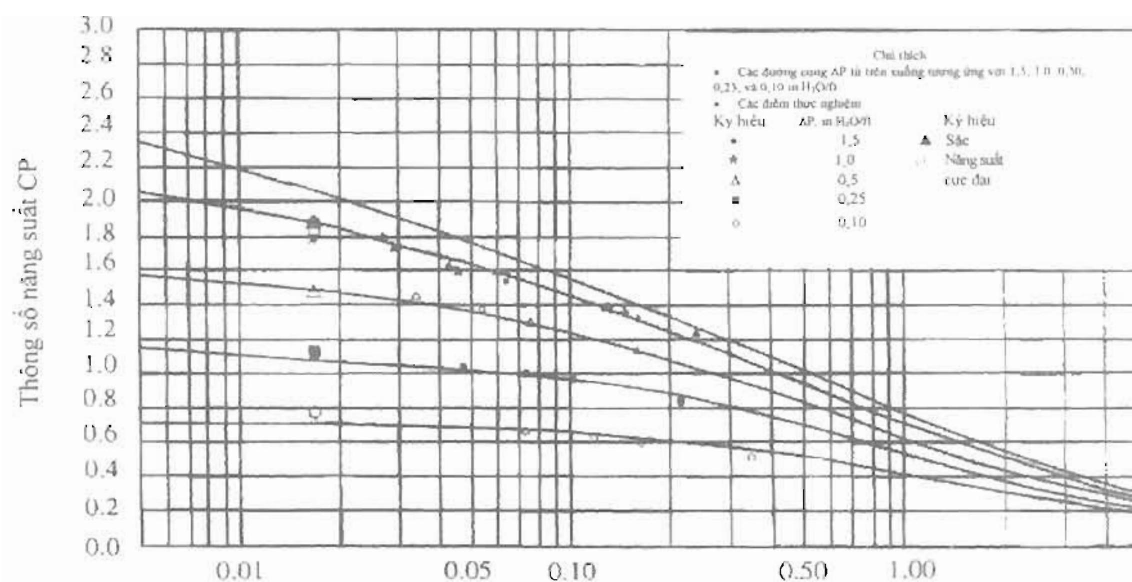


- Yếu tố cơ bản: Fp = 37
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.2324

VÒNG HIFLOW (gốm – sứ) – 2 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



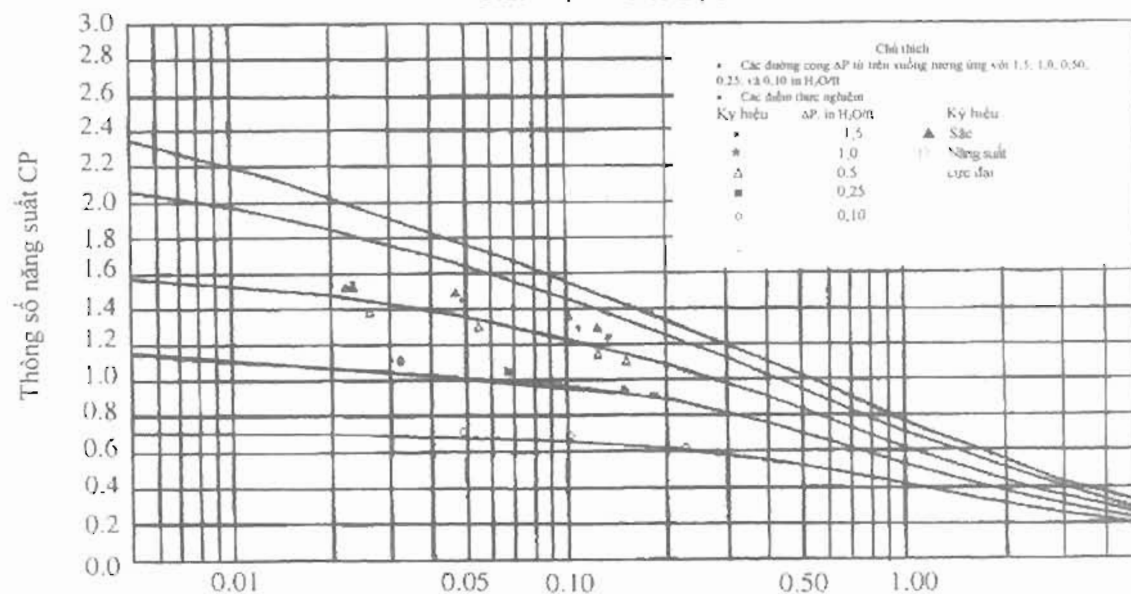
- Yếu tố cơ bản: Fp = 29
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

Thông số dòng F_{LG}

CHART 10.2324

VÒNG HIFLOW (gốm – sứ) – 3 in

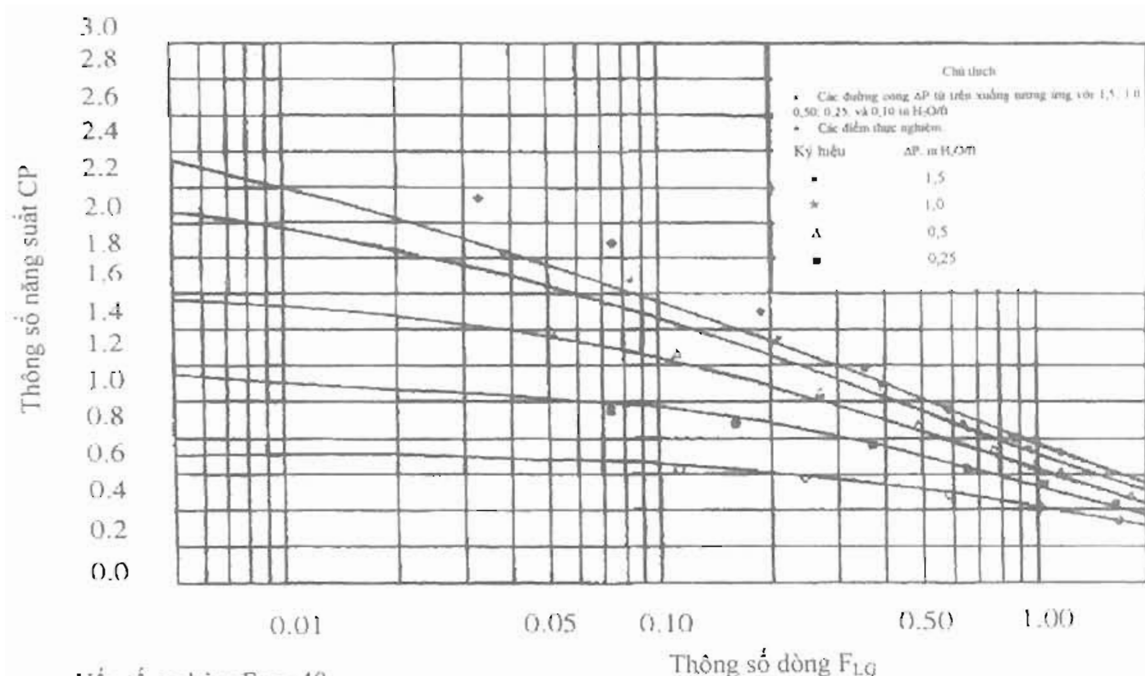
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 15
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

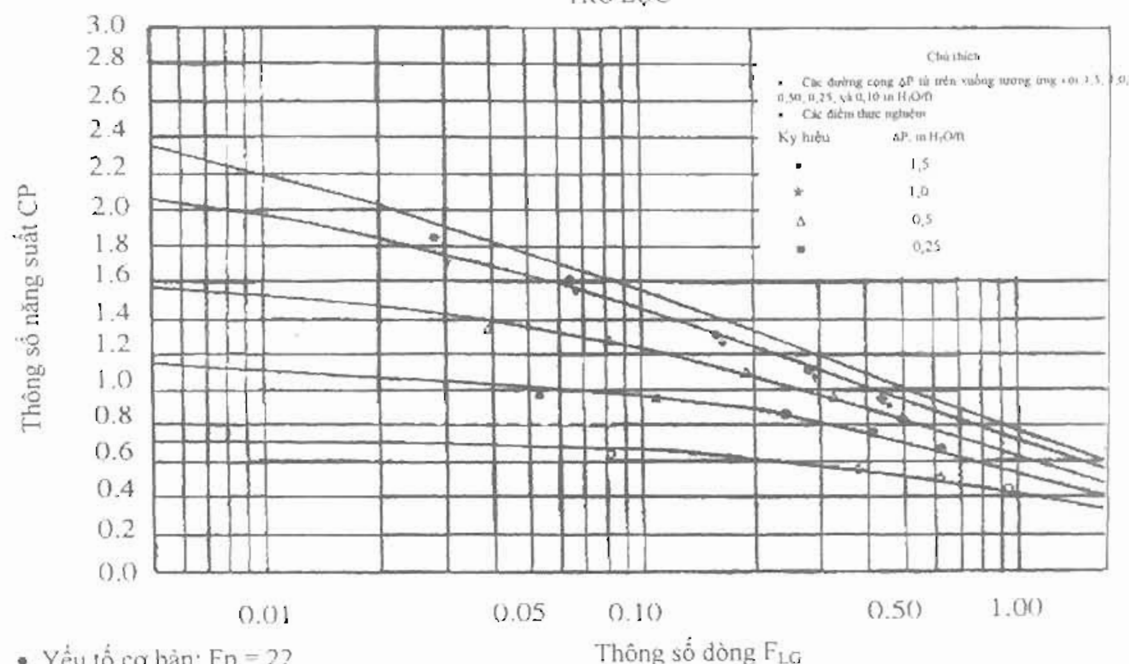
Thông số dòng F_{LG}

CHART 10.2402
ĐỆM HcKp # 1
TRỞ LỰC



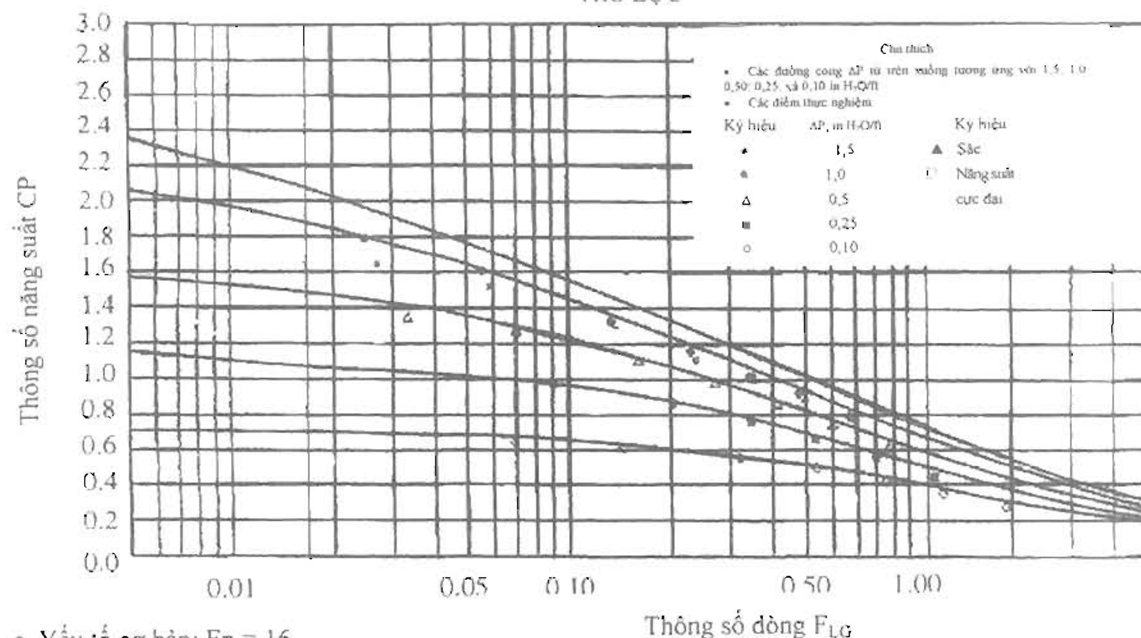
- Yếu tố cơ bản: Fp = 40
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2403
ĐỆM HcKp # 1,5
TRỞ LỰC



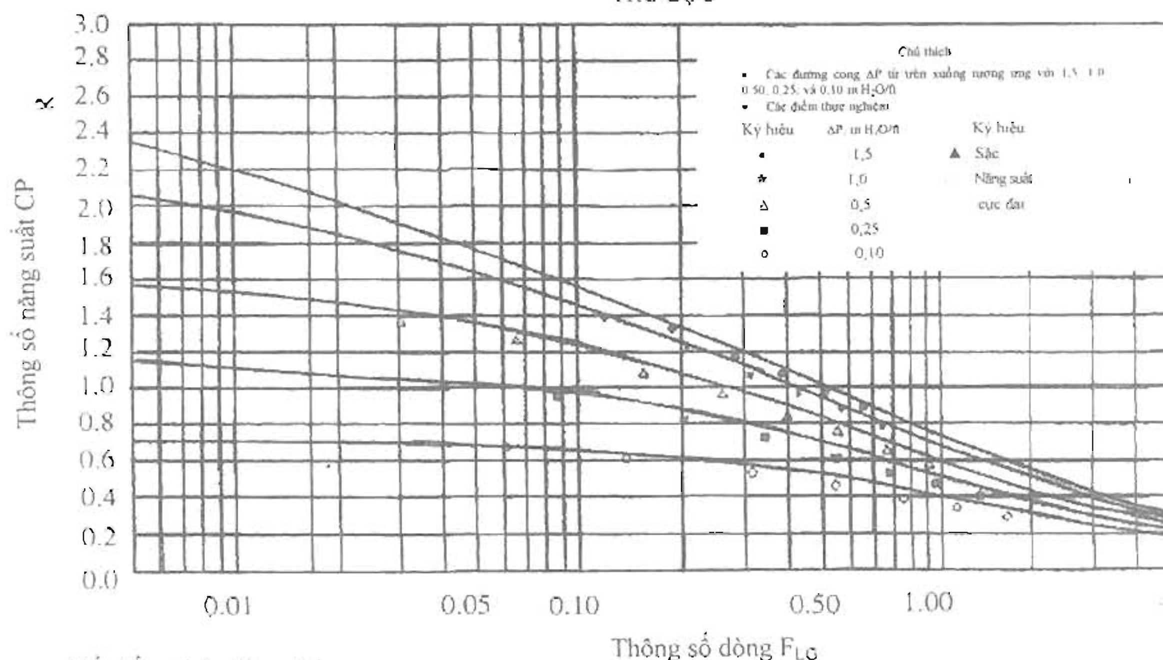
- Yếu tố cơ bản: Fp = 22
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2404
ĐỆM HcKp # 2
TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 16
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.2406
ĐỆM HcKp # 3
TRỞ LỰC

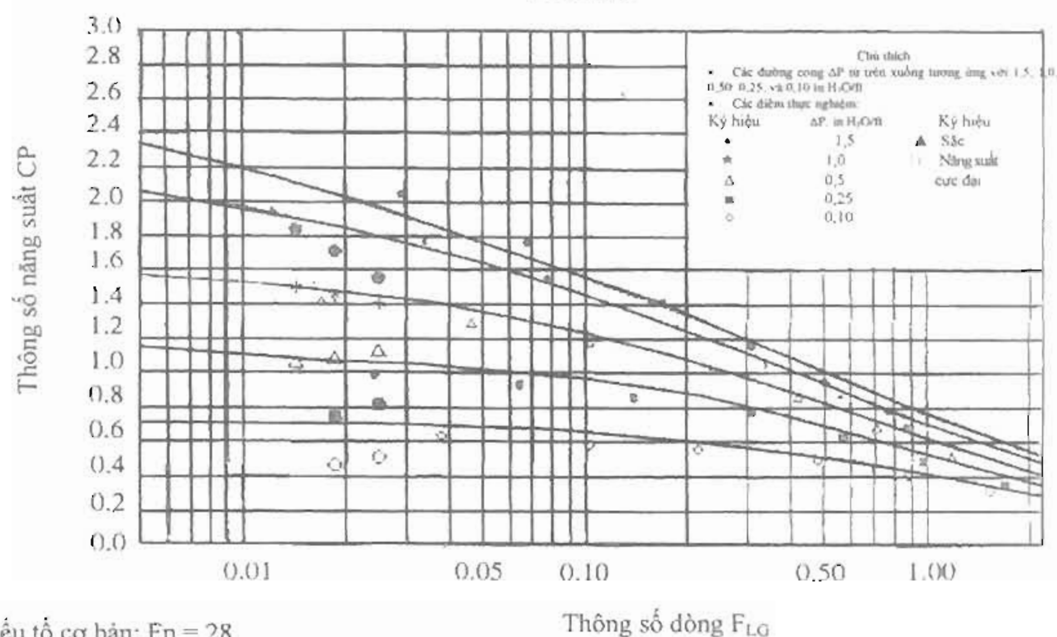


- Yếu tố cơ bản: Fp = 14
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3002

ĐỆM CHEMPAK – LEVAPAK (kim loại) # 2

TRỞ LỰC

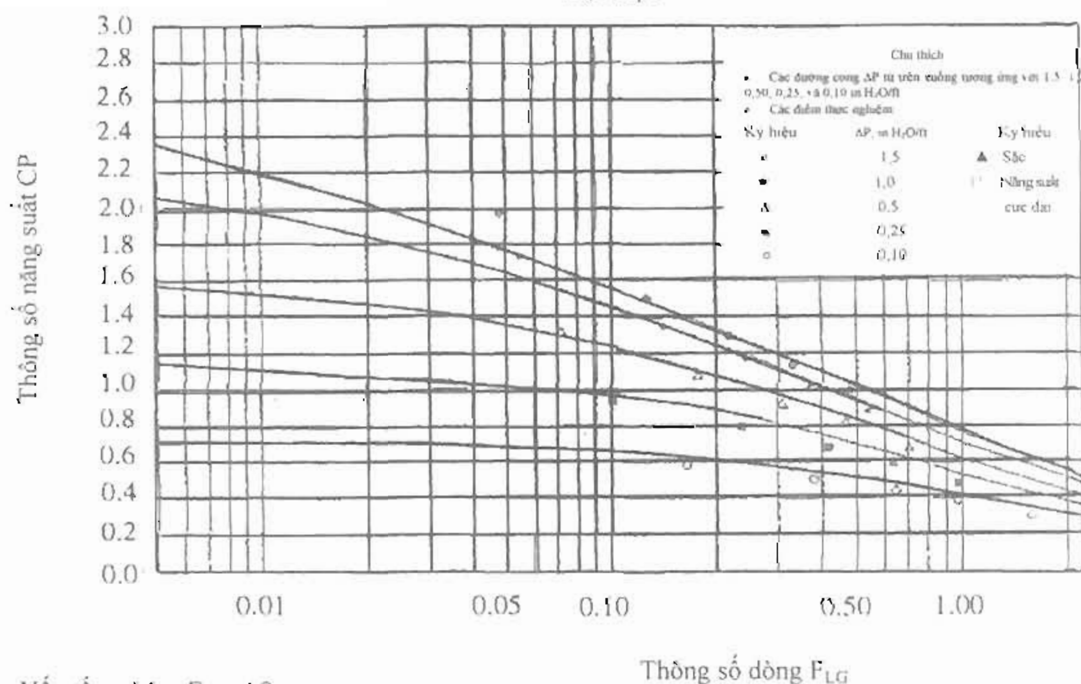


- Yếu tố cơ bản: Fp = 28
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3004

ĐỆM CHEMPAK (kim loại) # 2

TRỞ LỰC

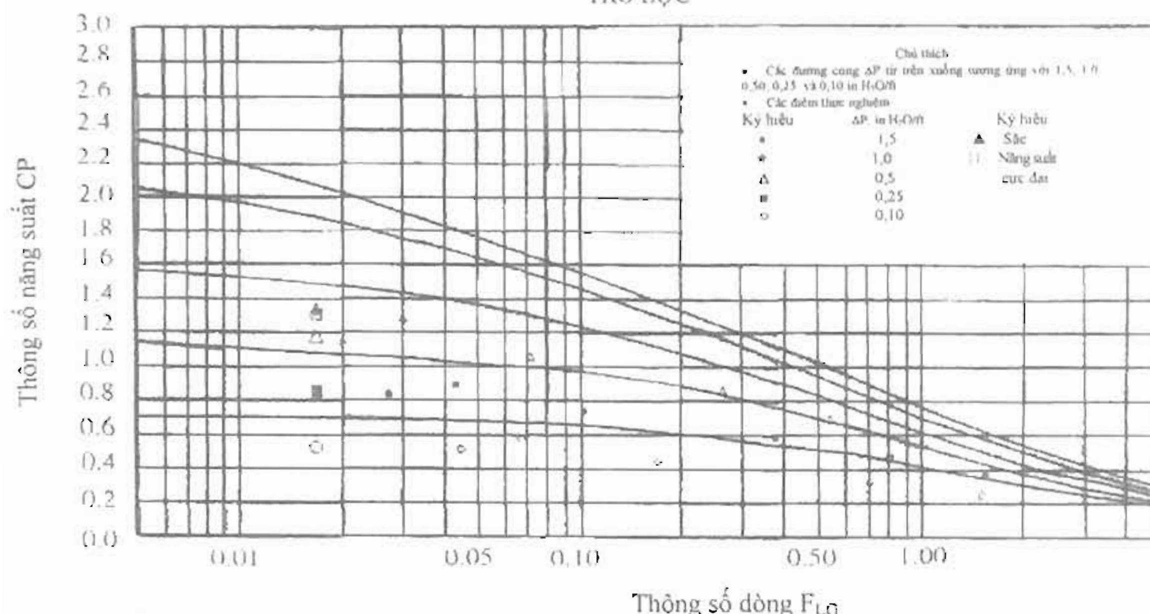


- Yếu tố cơ bản: Fp = 18
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3104

ĐỆM JAEGE TRIPACKS (kim loại) # 1 (2 in)

TRỞ LỰC

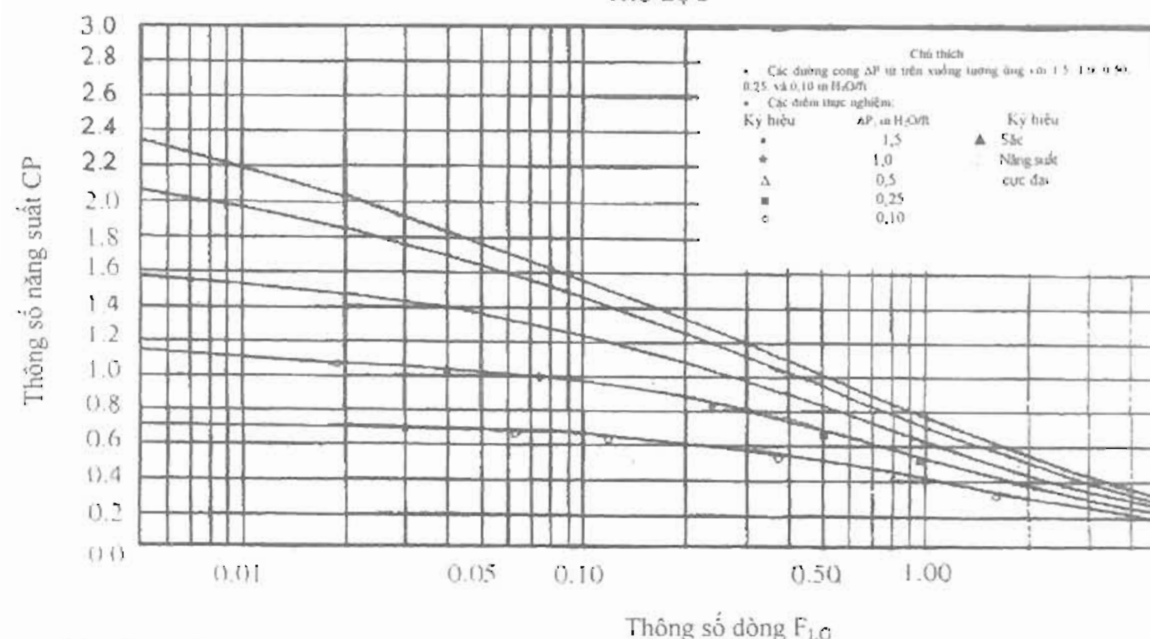


- Yếu tố cơ bản: Fp = 18
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu tọ: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.3106

ĐỆM JAEGE TRIPACKS (kim loại) # 2 (3 in)

TRỞ LỰC

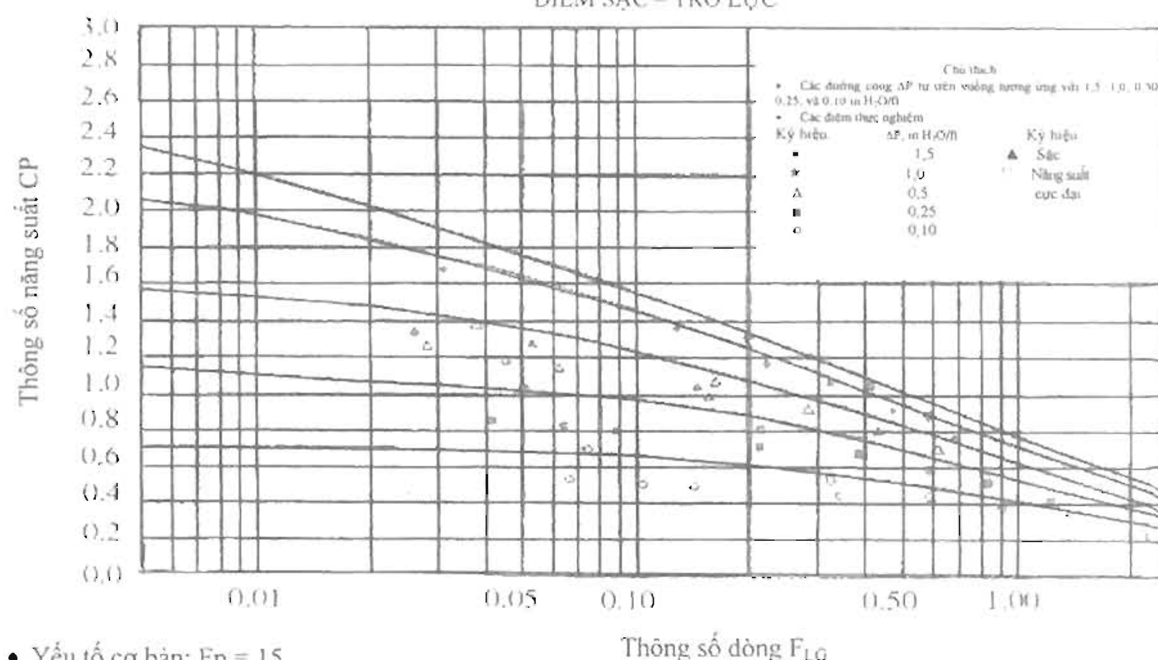


- Yếu tố cơ bản: Fp = 14
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3114

ĐỆM JAEGE TRIPACKS (nhựa) # 1 (2 in và 45 mm)

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

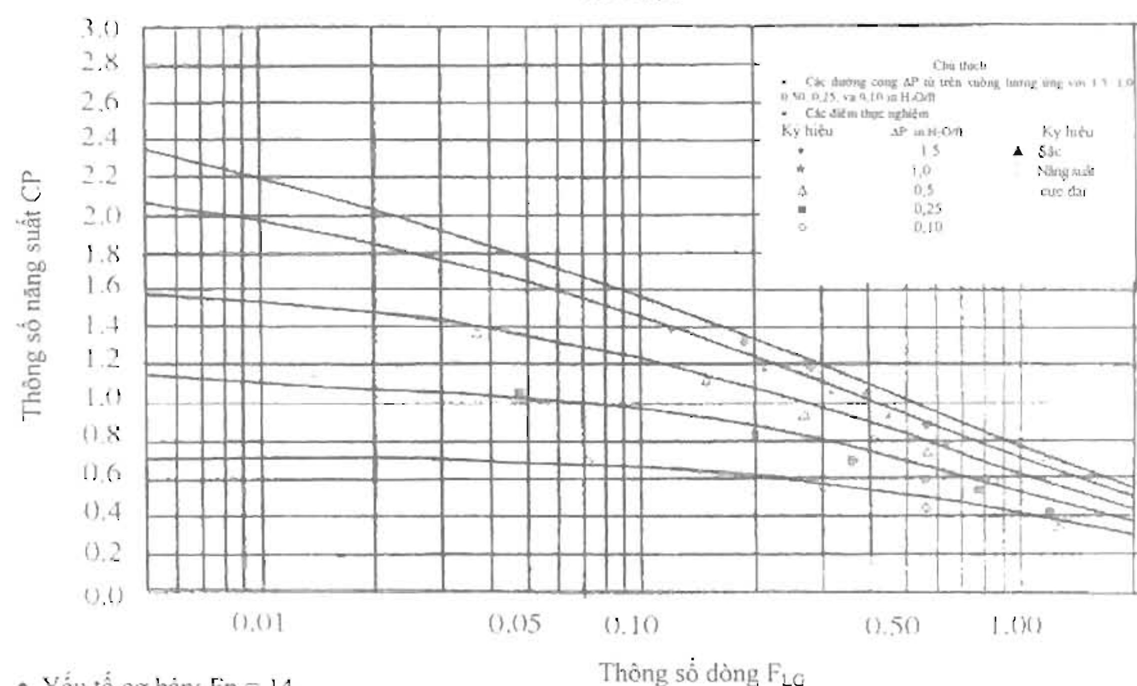


- Yếu tố cơ bản: Fp = 15
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3116

ĐỆM JAEGE TRIPACKS (nhựa) # 2 (3 in)

TRỞ LỰC

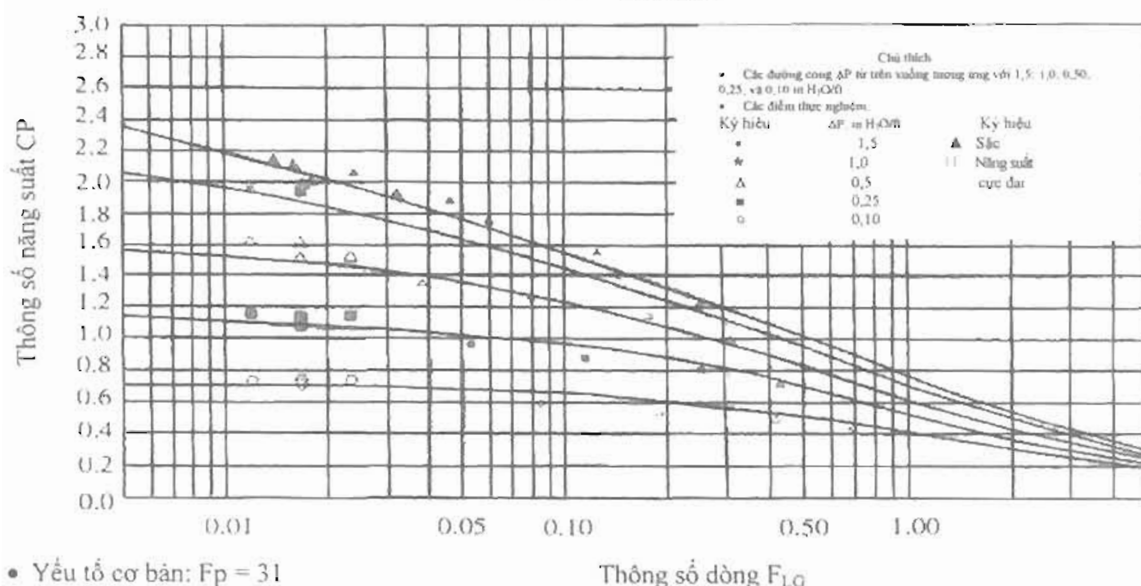


- Yếu tố cơ bản: Fp = 14
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3212

ĐỆM NOR PAC (nhựa) # 1 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

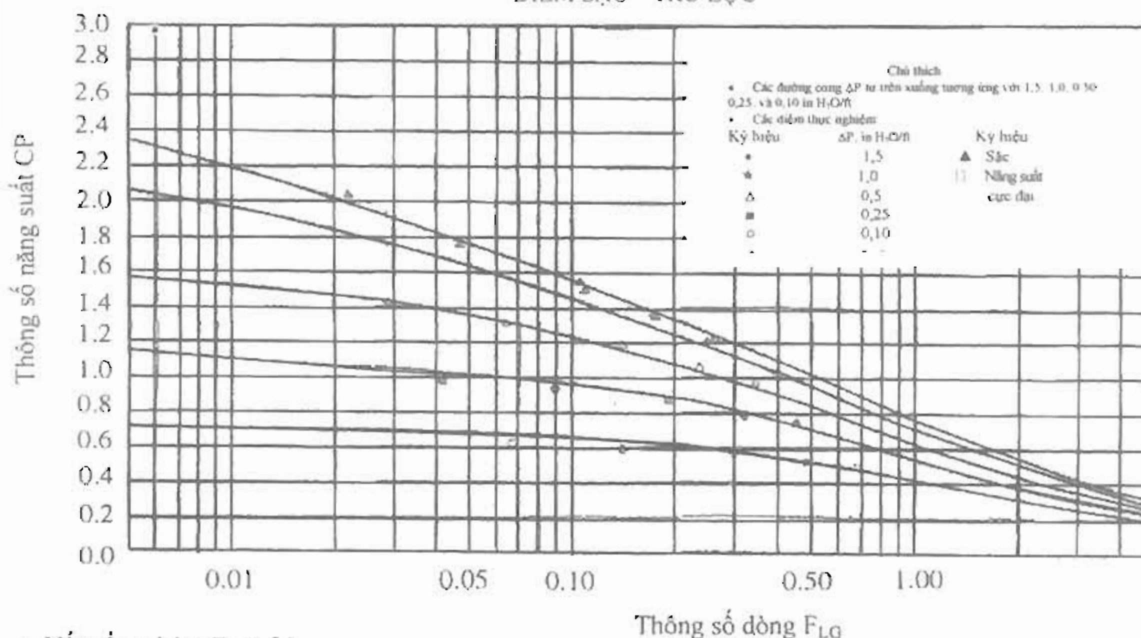


- Yếu tố cơ bản: Fp = 31
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.3213

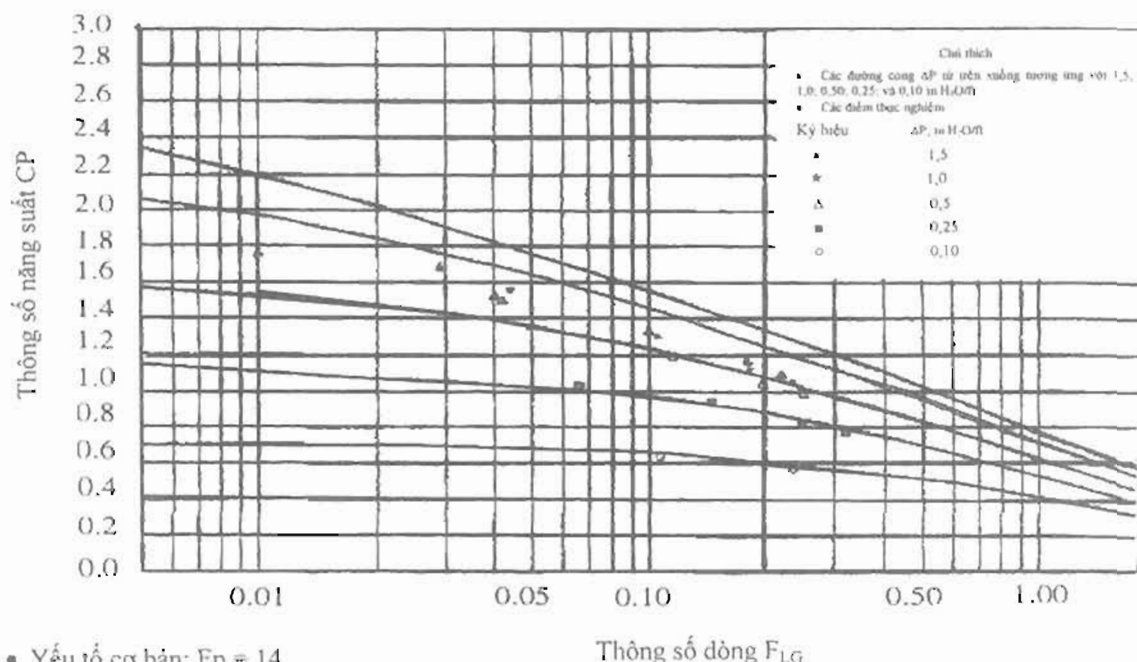
ĐỆM NOR PAC (nhựa) # 1,5 in

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



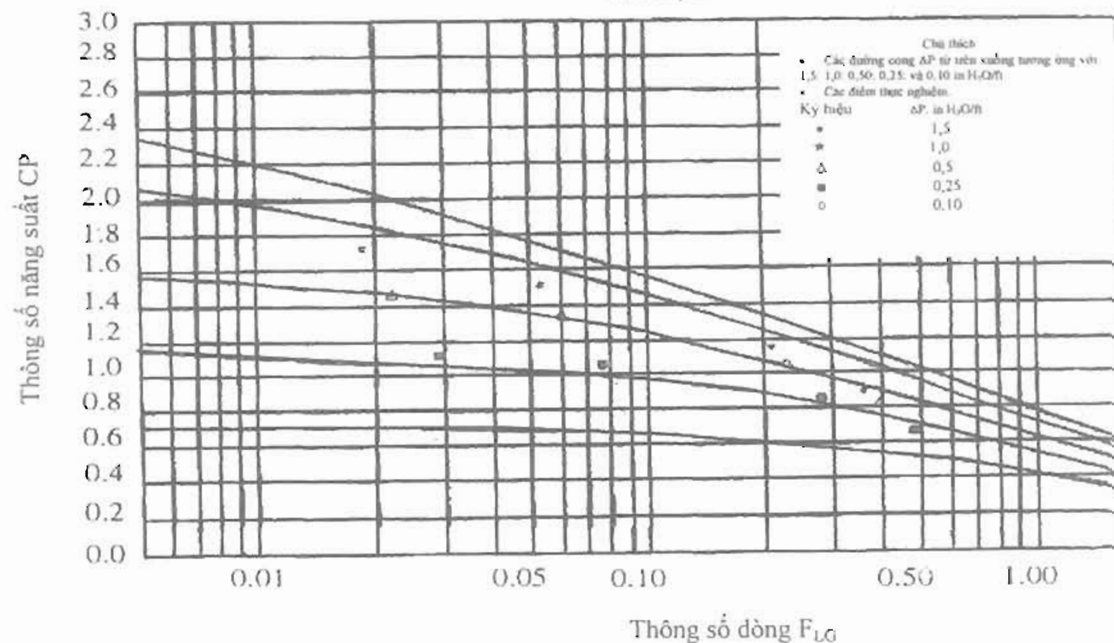
- Yếu tố cơ bản: Fp = 21
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.3214
ĐỆM NOR PAC (nhựa) # 2 in
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 14
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.3316
ĐỆM ITALOX SNOWFLAKE
TRỞ LỰC

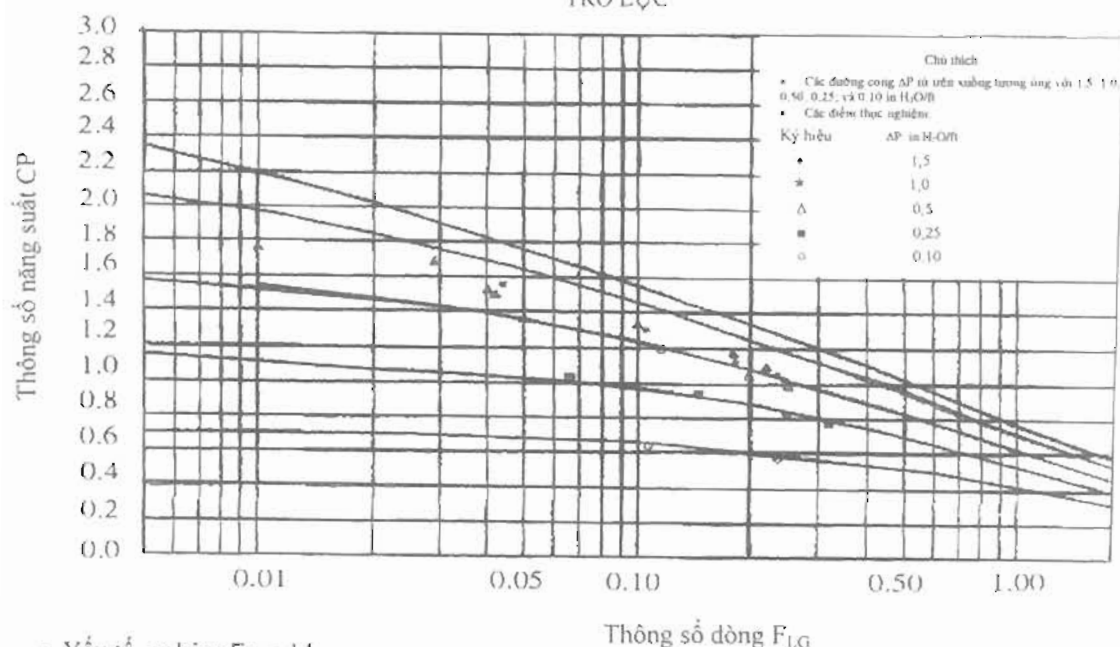


- Yếu tố cơ bản: Fp = 13
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3417

ĐỆM LAN PAC (nhựa) # 3.5 in

TRỞ LỰC

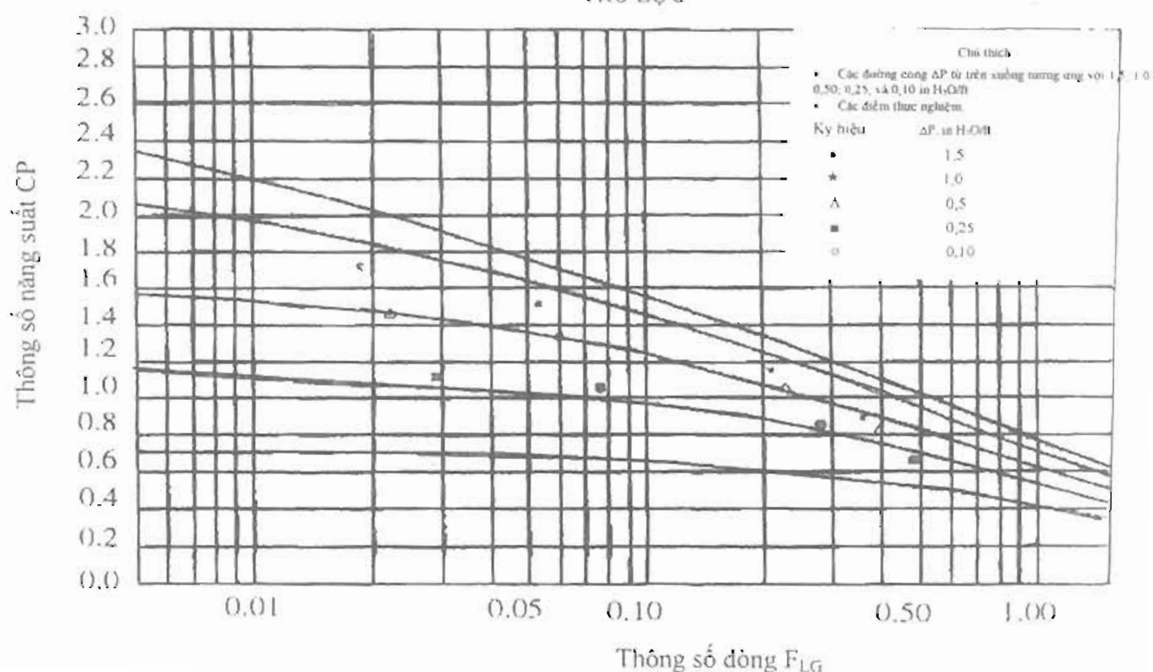


- Yếu tố cơ bản: Fp = 14
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.3517

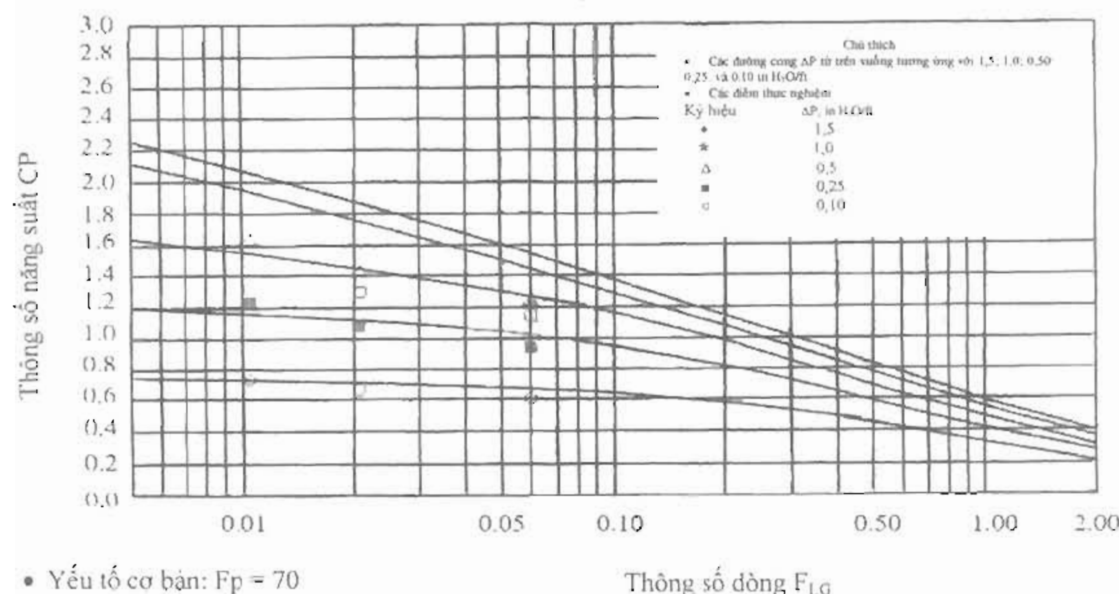
ĐỆM IM PAC (nhựa) # 3 (3,5 in)

TRỞ LỰC



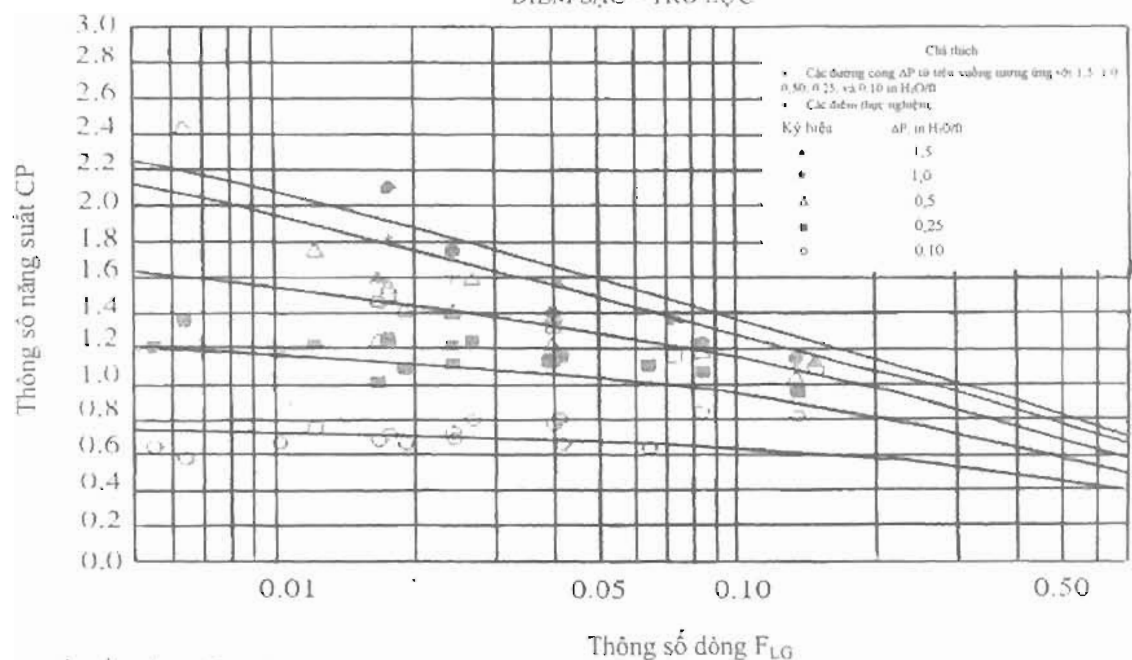
- Yếu tố cơ bản: Fp = 15
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.5001
ĐỆM KOH – SULZER CY
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 70
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.5002
ĐỆM KOH – SULZER BX
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

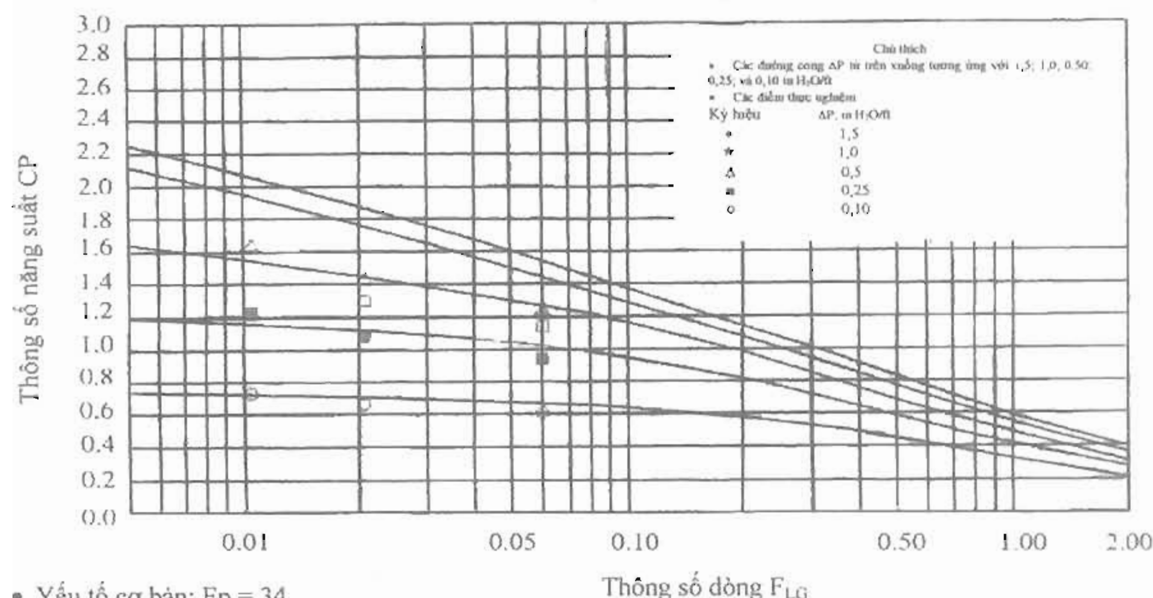


- Yếu tố cơ bản: Fp = 21
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6002

ĐỆM SULZER MELLAPAK 500Y

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

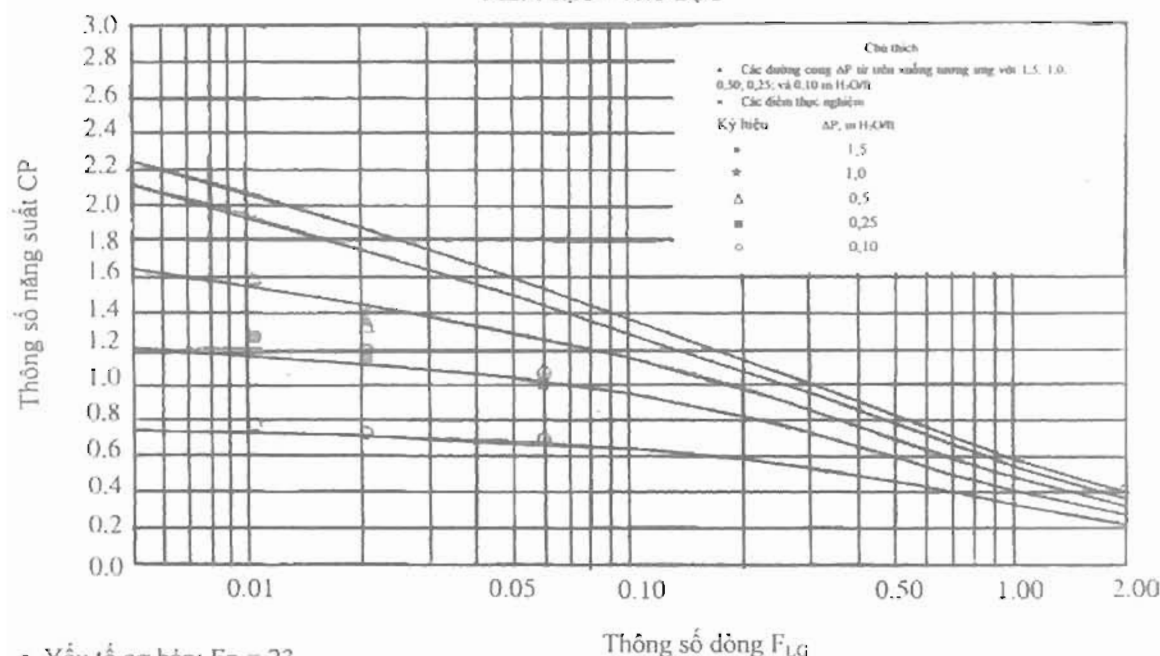


- Yếu tố cơ bản: Fp = 34
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6003

ĐỆM SULZER MELLAPAK 350Y

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

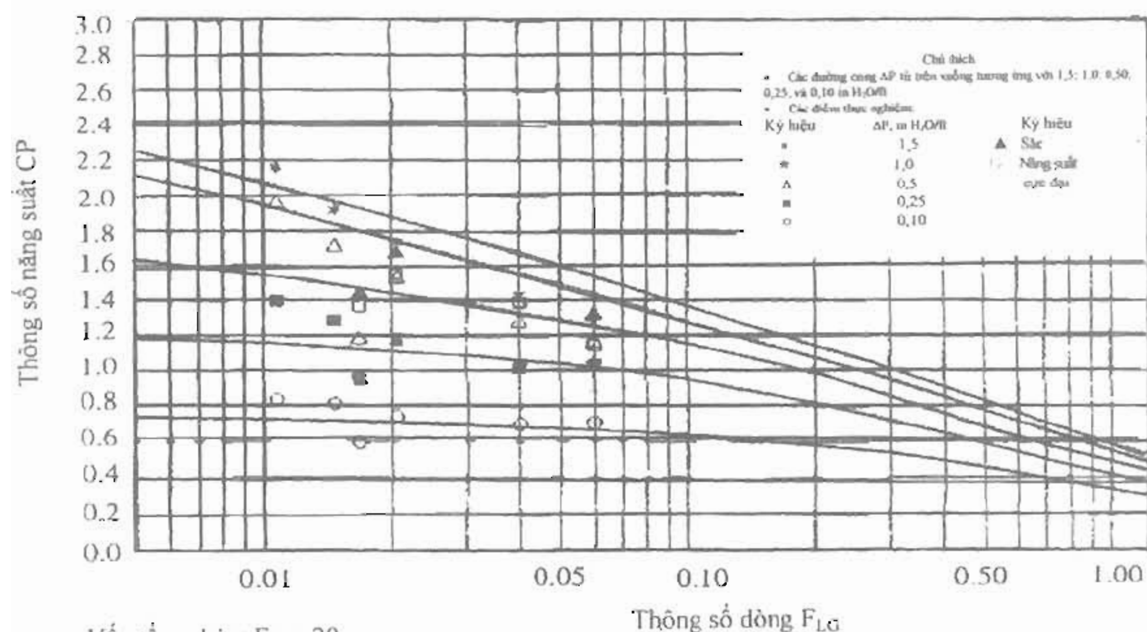


- *Yếu tố cơ bản: Fp = 23*
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6004A

ĐỆM SULZER MELLAPAK 250Y

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC HỆ KHÔNG CÓ NƯỚC

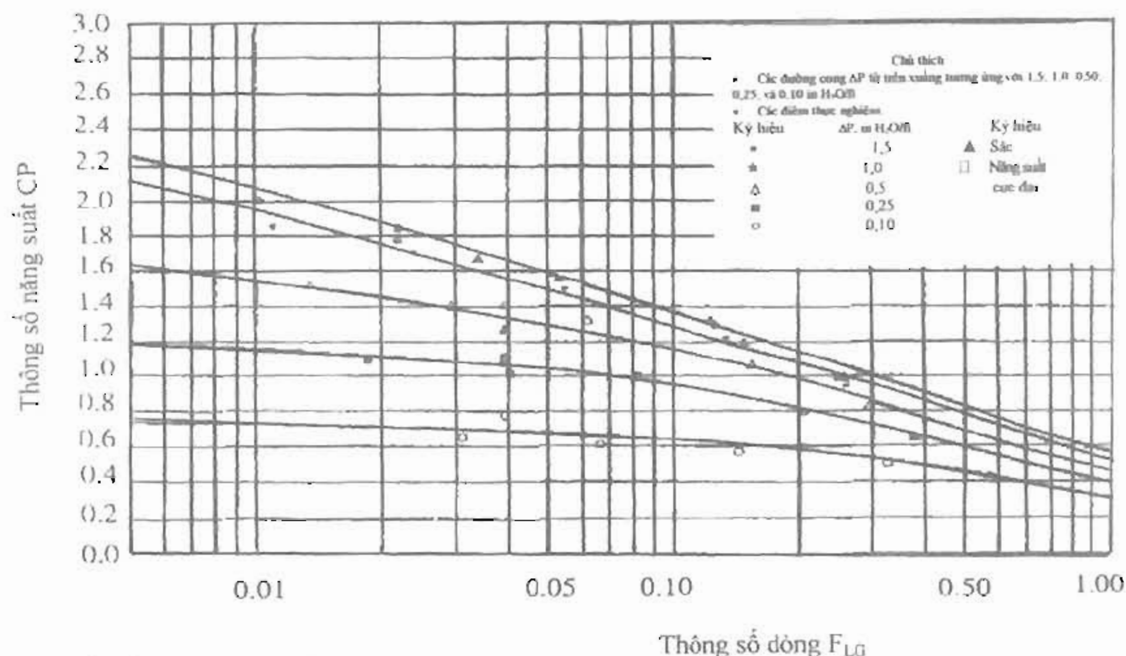


- Yếu tố cơ bản: Fp = 20
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6004B

ĐỆM SULZER MELLAPAK 250Y

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰc – NƯỚC



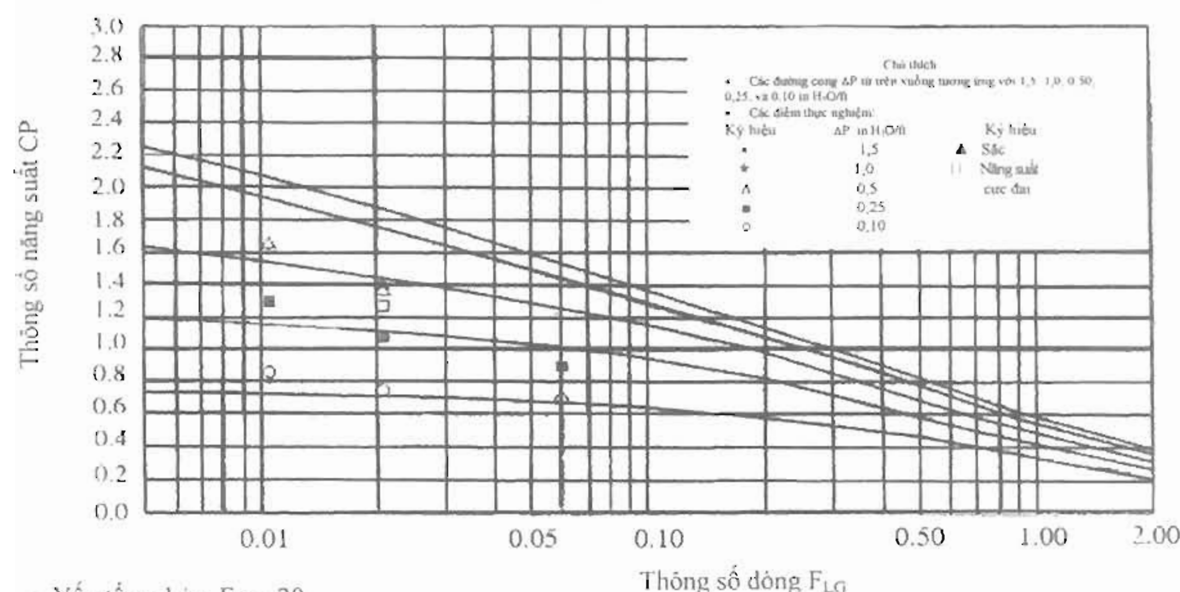
Thông số dòng F_{LG}

- Yếu tố cơ bản: Fp = 20
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.6008

ĐỆM SULZER MELLAPAK 250Y

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

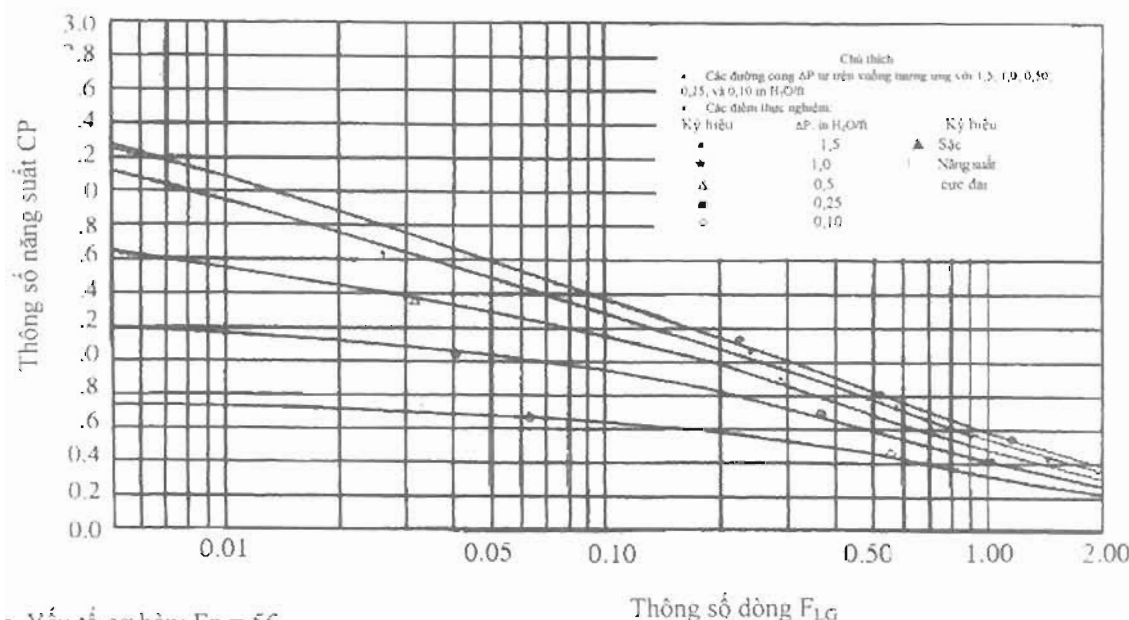


- Yếu tố cơ bản: Fp = 20
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6014

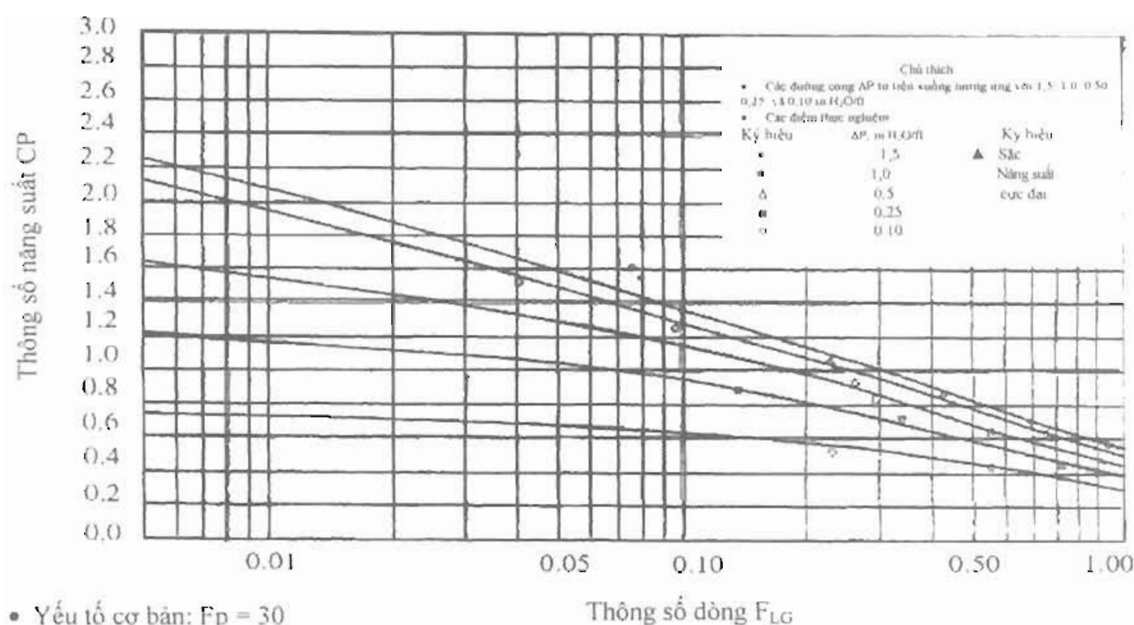
ĐỆM SULZER MELLAPAK 250Y (nhựa)

TRỞ LỰC



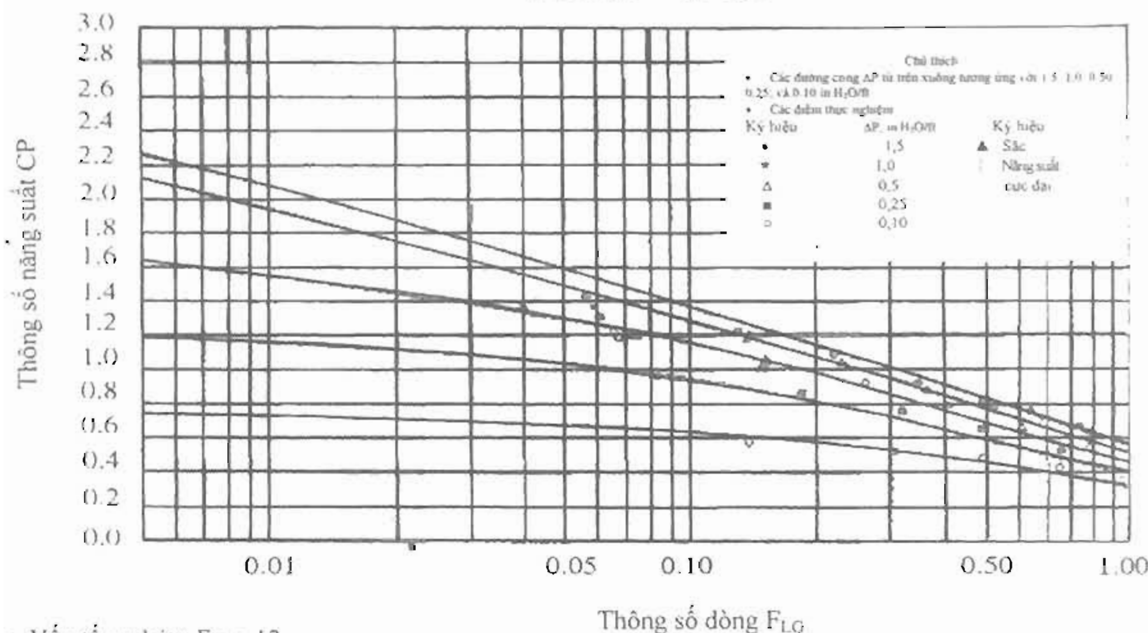
- Yếu tố cơ bản: Fp = 56
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.6102
ĐỆM KOCH FLEXIPAC # 1
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



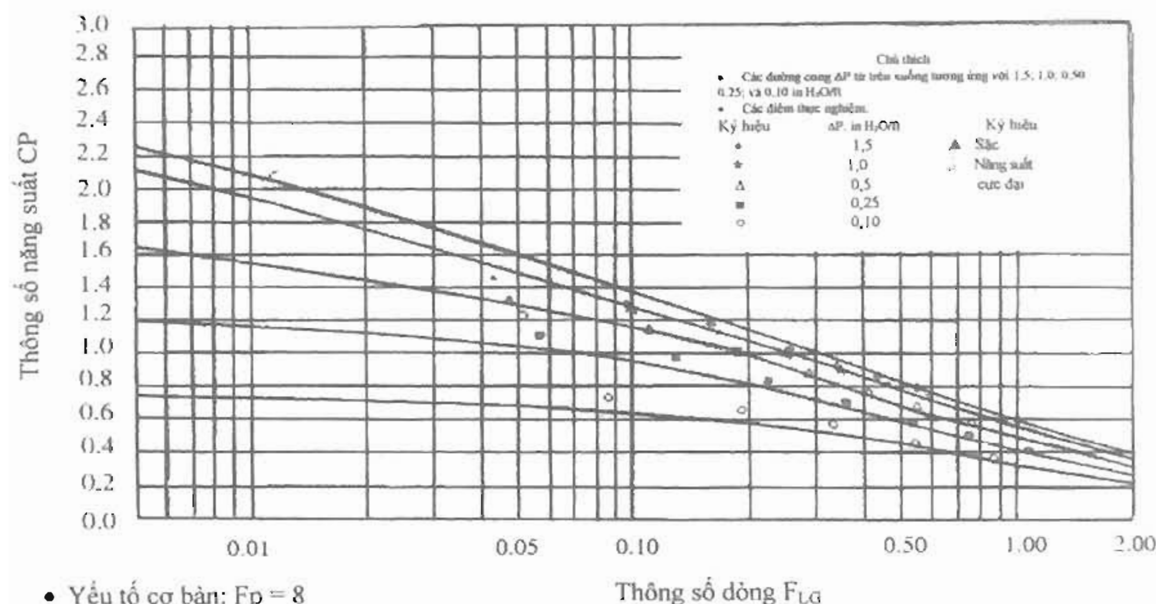
- Yếu tố cơ bản: Fp = 30
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6104
ĐỆM KOCH FLEXIPAC # 1
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



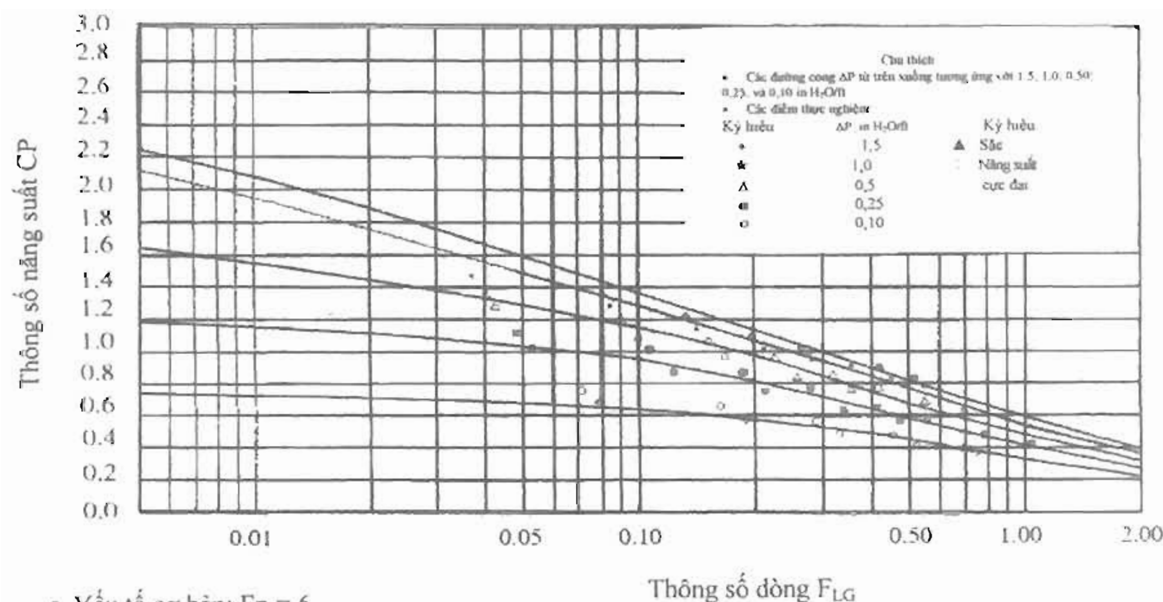
- Yếu tố cơ bản: Fp = 13
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6106
ĐỆM KOCH FLEXIPAC # 3
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



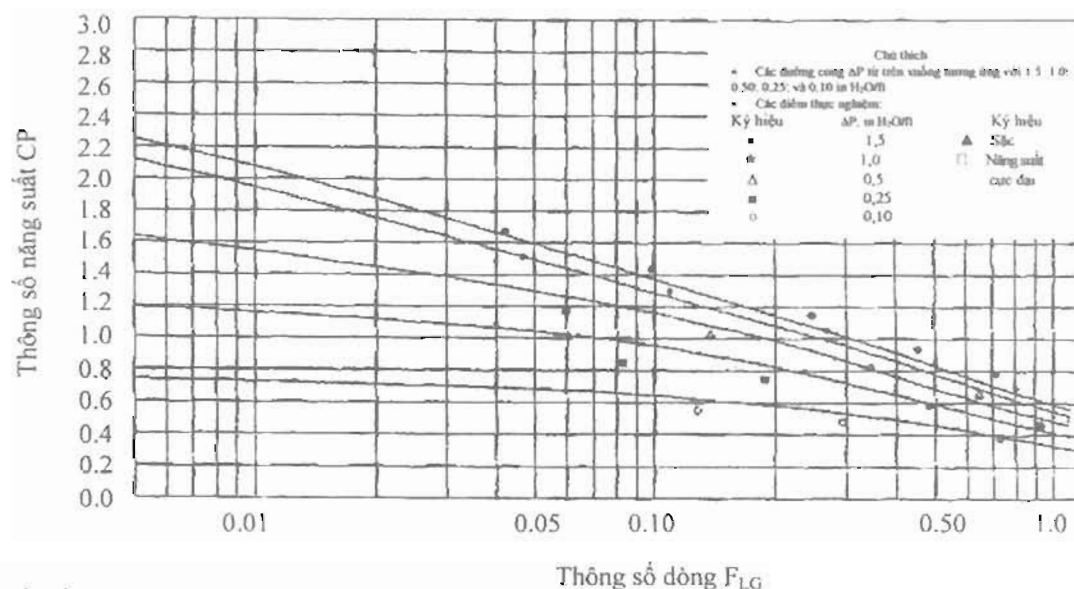
- Yếu tố cơ bản: Fp = 8
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6108
ĐỆM KOCH FLEXIPAC # 4
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



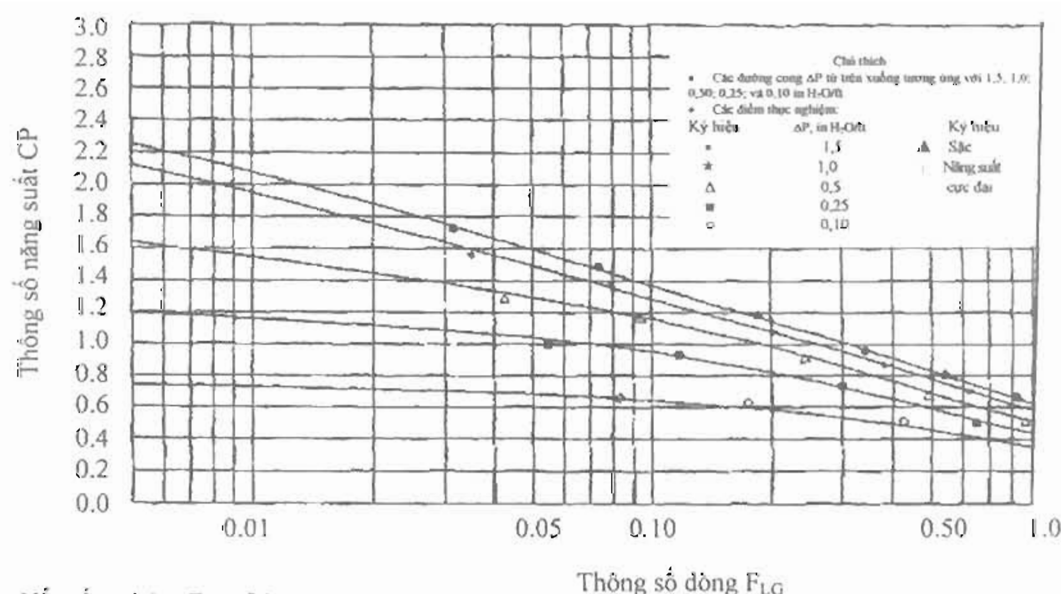
- Yếu tố cơ bản: Fp = 6
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6122
ĐỆM KOCH FLEXERAMC # 28
TRỞ LỰC



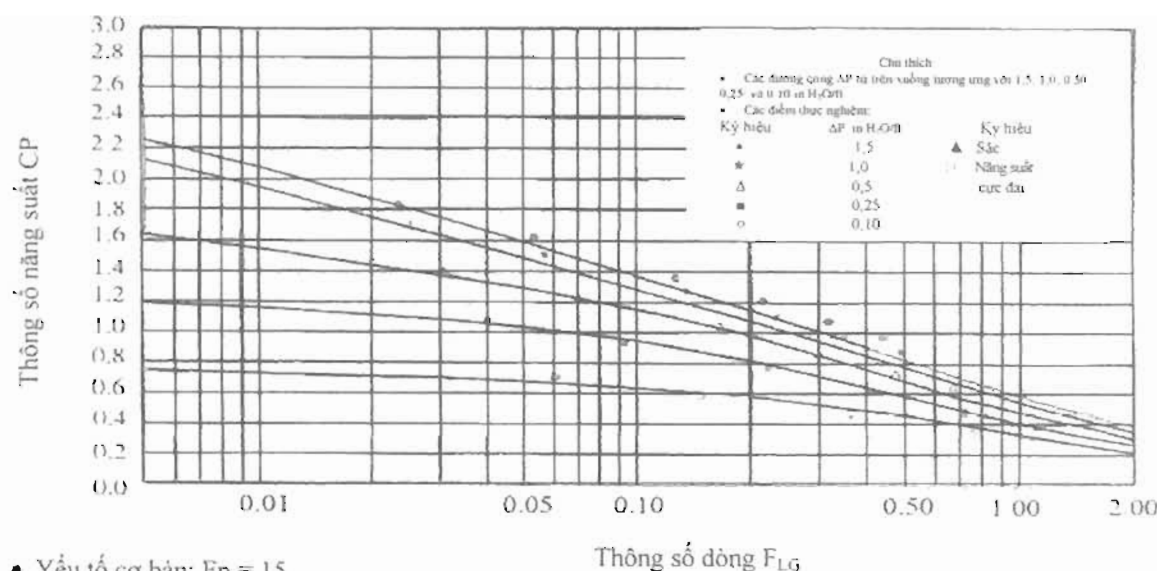
- Yếu tố cơ bản: Fp = 40
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6124
ĐỆM KOCH FLEXERAMC # 48
TRỞ LỰC



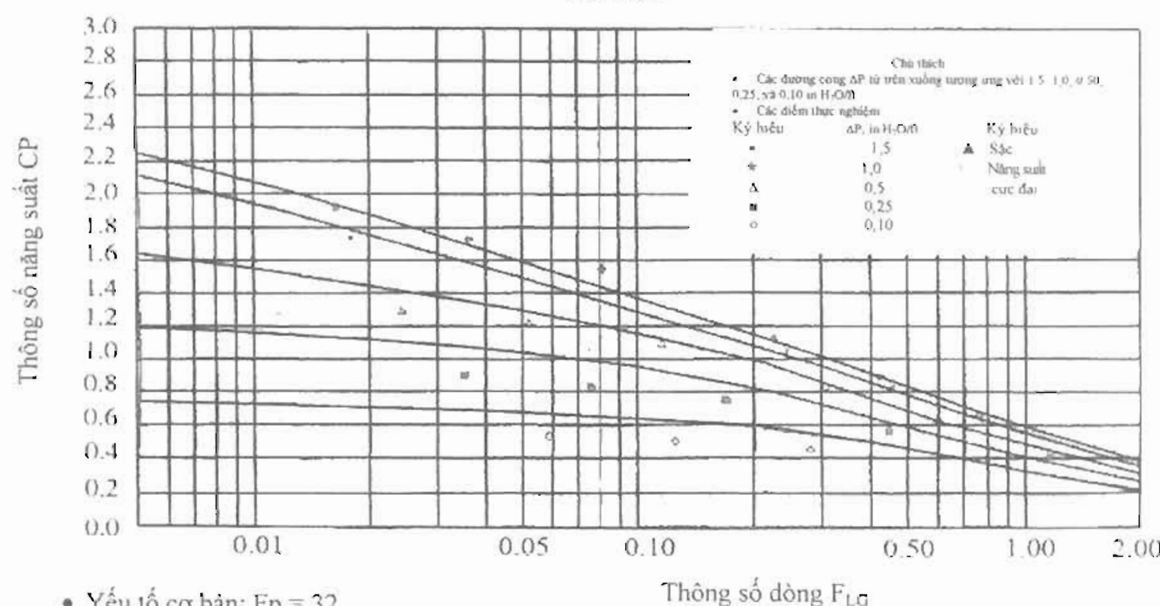
- Yếu tố cơ bản: Fp = 24
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6128
ĐỆM KOCH FLEXERAMC # 88
TRỞ LỰC



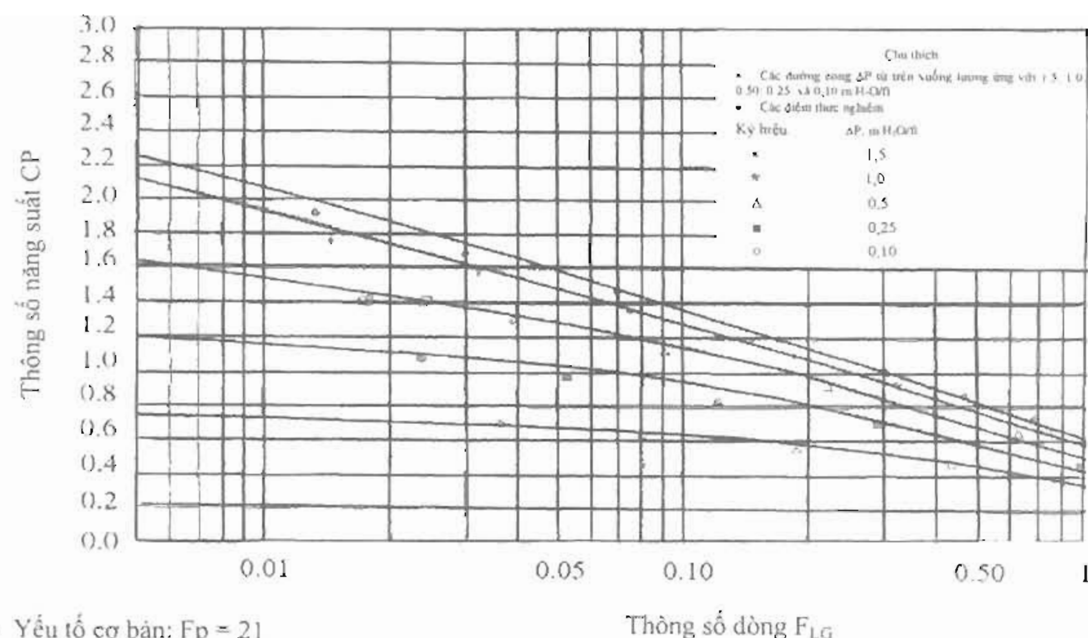
- Yếu tố cơ bản: Fp = 15
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6202
ĐỆM GLITSCH GEMPAK 4A
TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 32
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

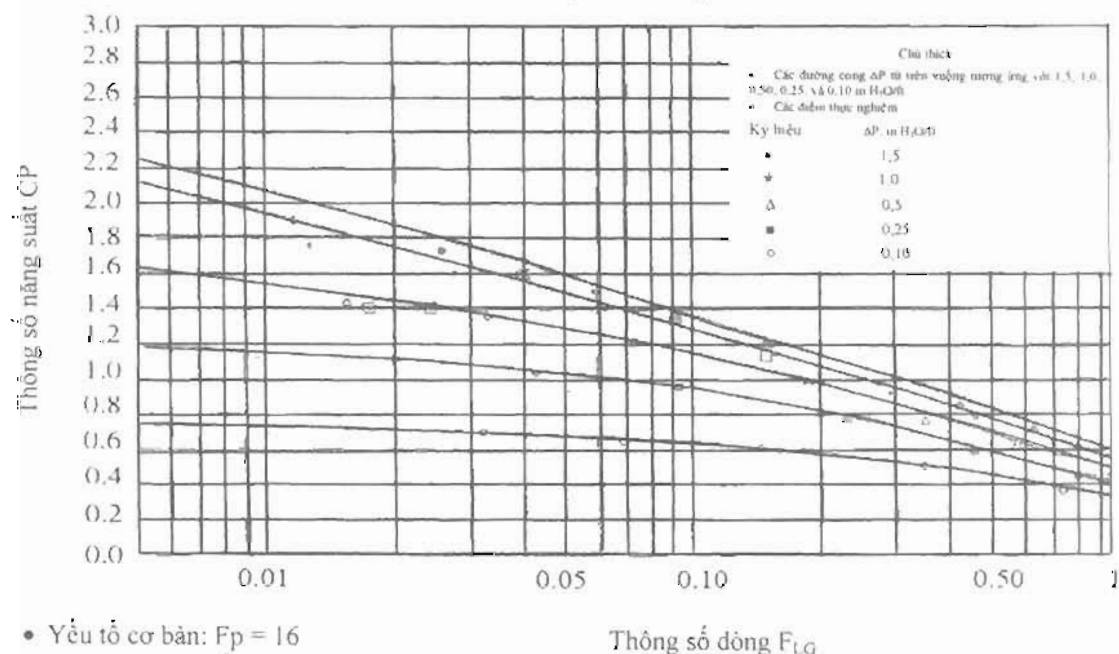
CHART 10.6203
ĐỆM GLITSCH GEMPAK 3A
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



Thông số dòng F_{LG}

- Yếu tố cơ bản: Fp = 21
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

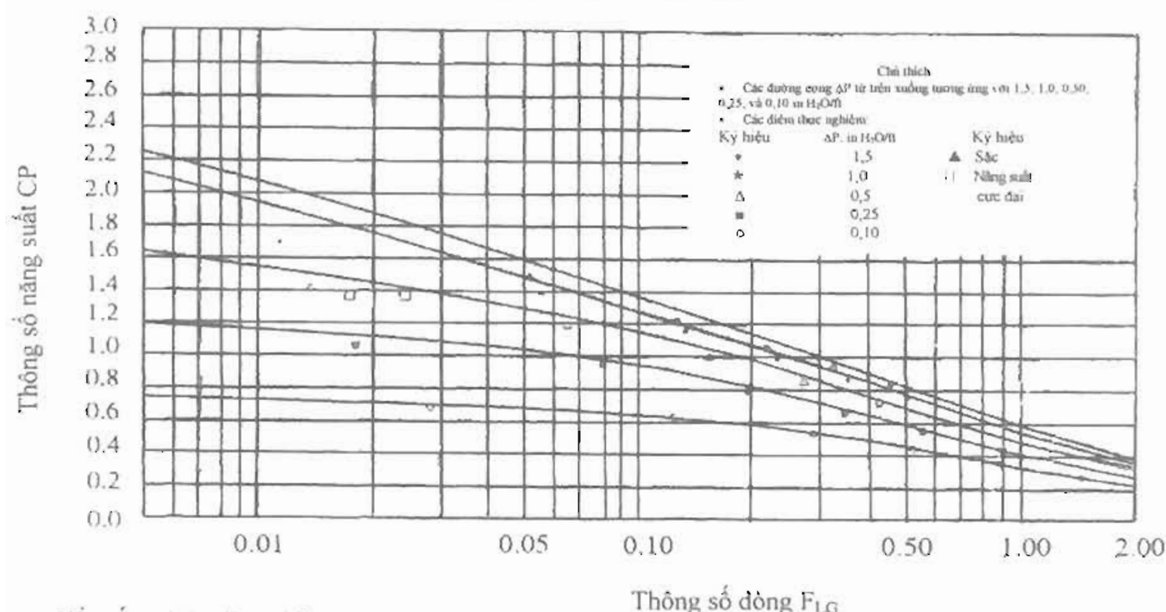
CHART 10.6204
ĐỆM GLITSCH GEMPAK 2A
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



Thông số dòng F_{LG}

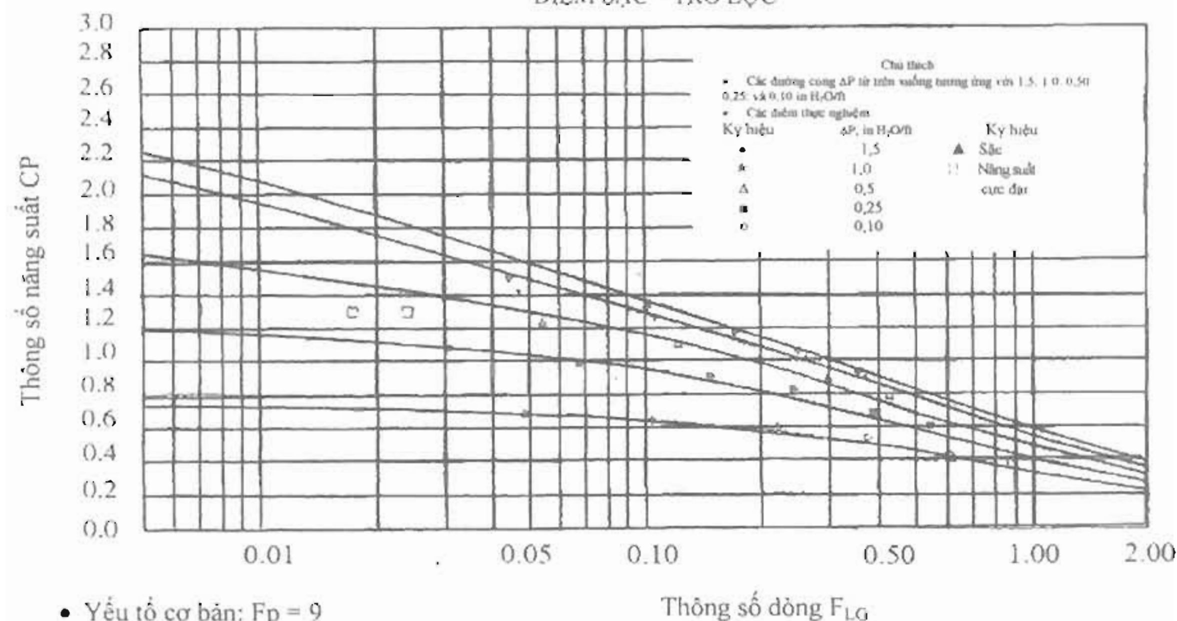
- Yếu tố cơ bản: Fp = 16
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6206
ĐỆM GLITSCH GEMPAK 1.5A
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 12
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6208
ĐỆM GLITSCH GEMPAK 1A
ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

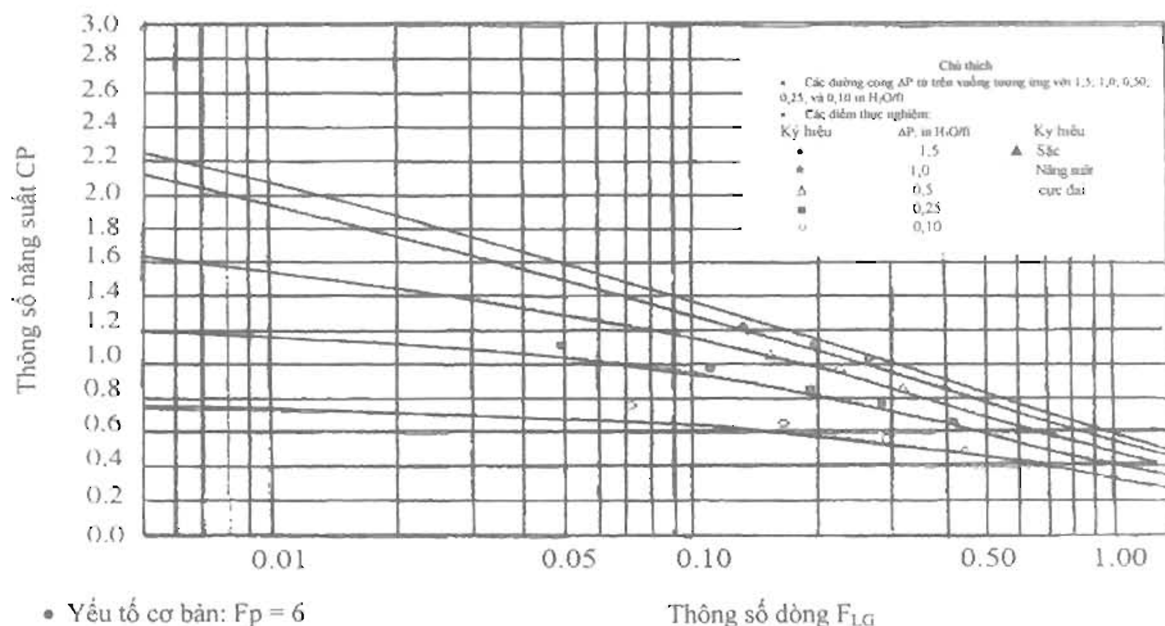


- Yếu tố cơ bản: Fp = 9
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6209

ĐỆM GLITSCH GEMPAK 0,5A

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC

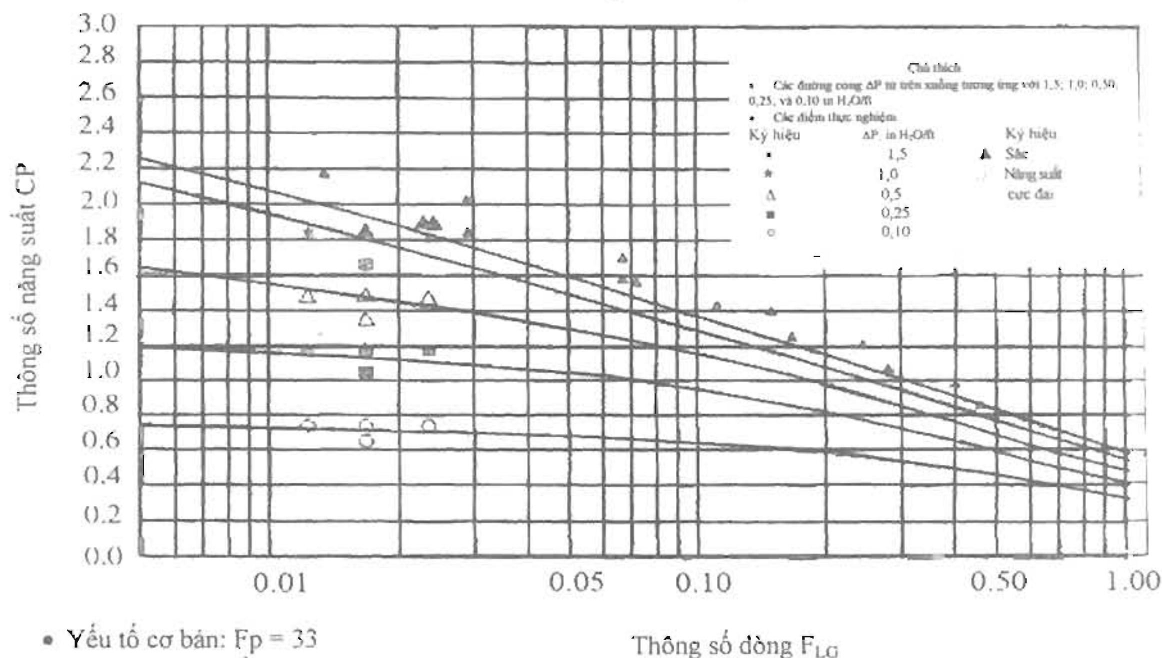


- Yếu tố cơ bản: Fp = 6
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6302

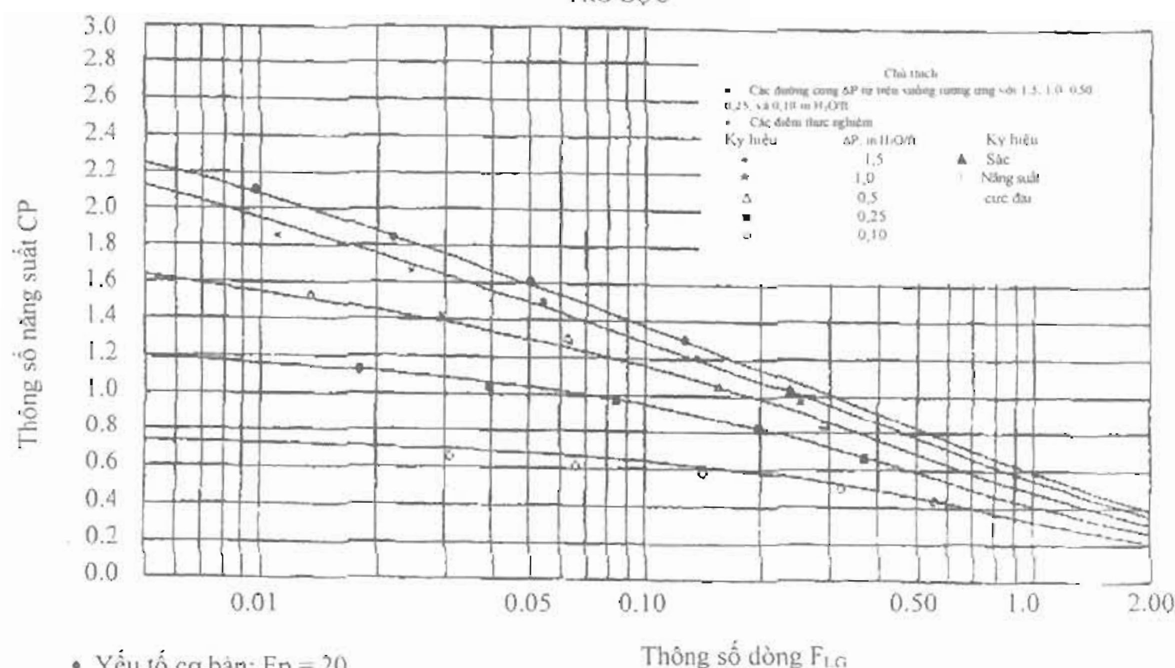
ĐỆM MONTZ BI - 300

ĐIỂM SẶC – TRỞ LỰC



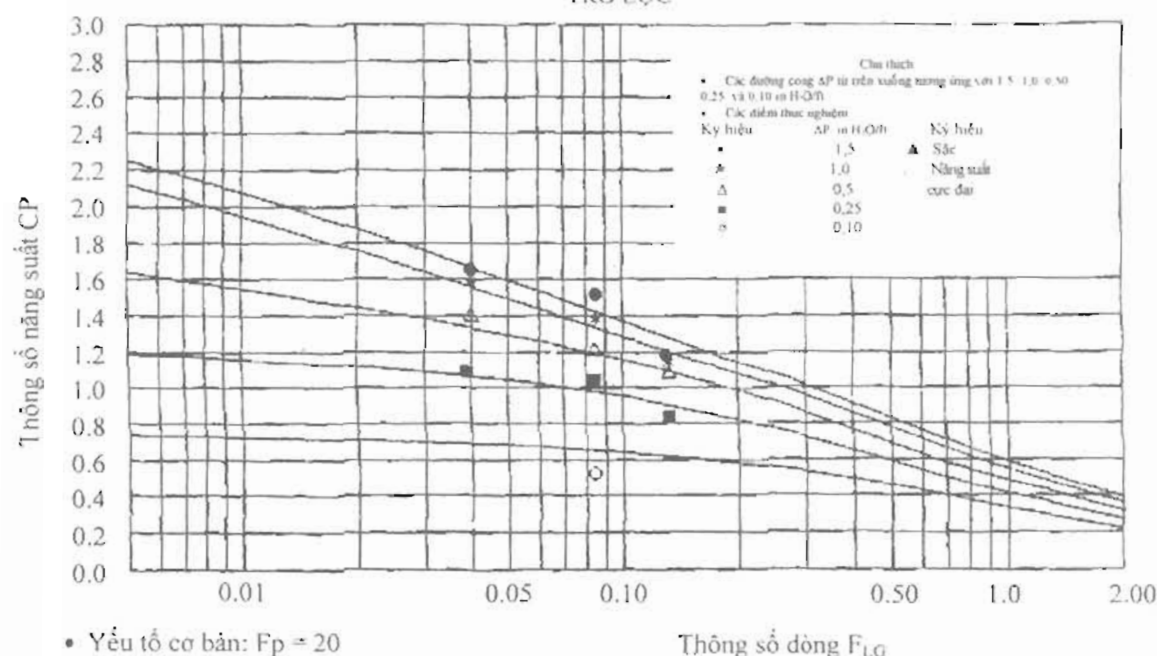
- Yếu tố cơ bản: Fp = 33
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6303
ĐỆM MONTZ BI - 250
TRỞ LỰC



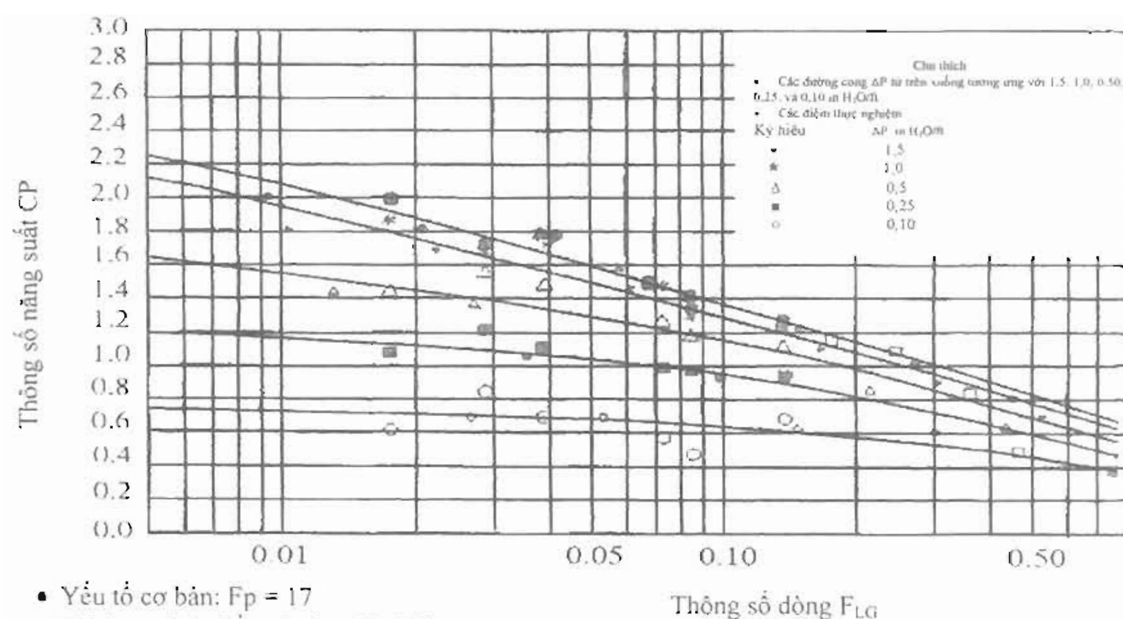
- Yếu tố cơ bản: Fp = 20
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft

CHART 10.6402
ĐỆM MONTZ BI - 250
TRỞ LỰC



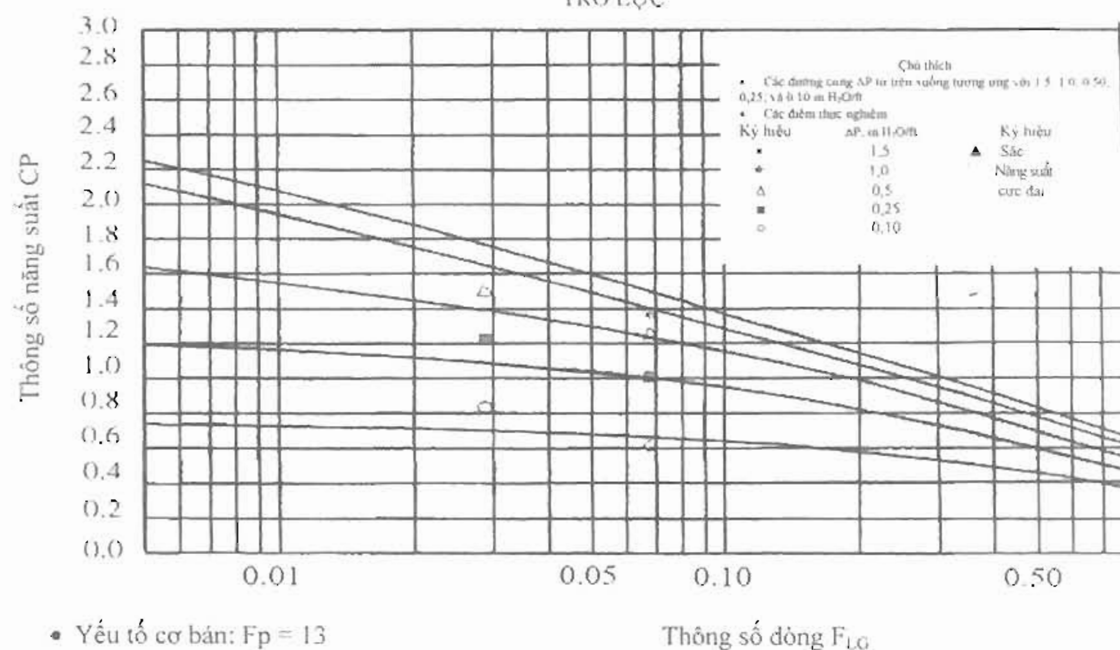
- Yếu tố cơ bản: Fp = 20
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6404
ĐỆM NORTON INTALOX 2T
ĐỆM SẠC – TRỞ LỰC



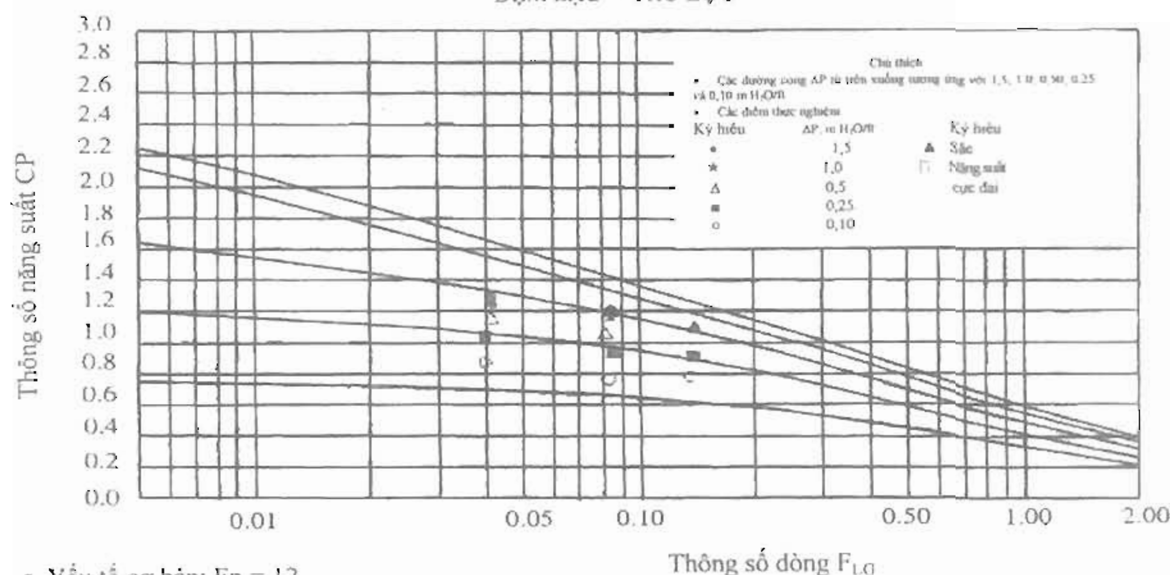
- Yếu tố cơ bản: Fp = 17
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6408
ĐỆM NORTON INTALOX 3T
TRỞ LỰC



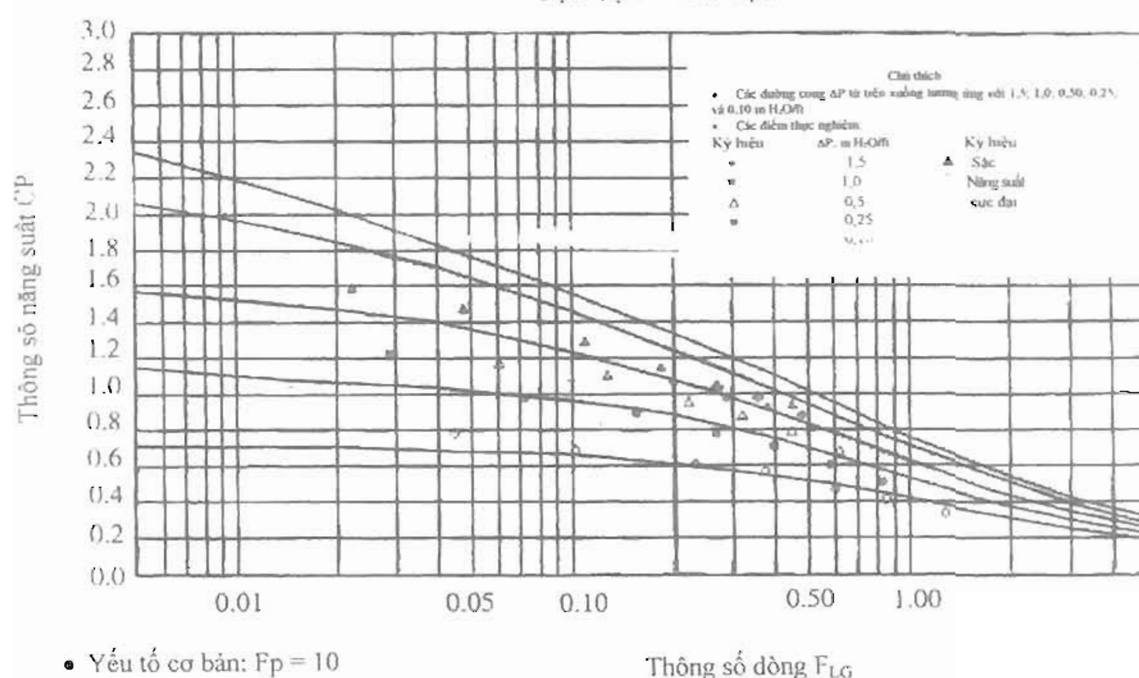
- Yếu tố cơ bản: Fp = 13
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.6504
ĐỆM JAEGER MAXPAC
ĐỆM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 12
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.8005
ĐỆM GLITSCH GRID EF - 25 A
ĐỆM SẶC – TRỞ LỰC



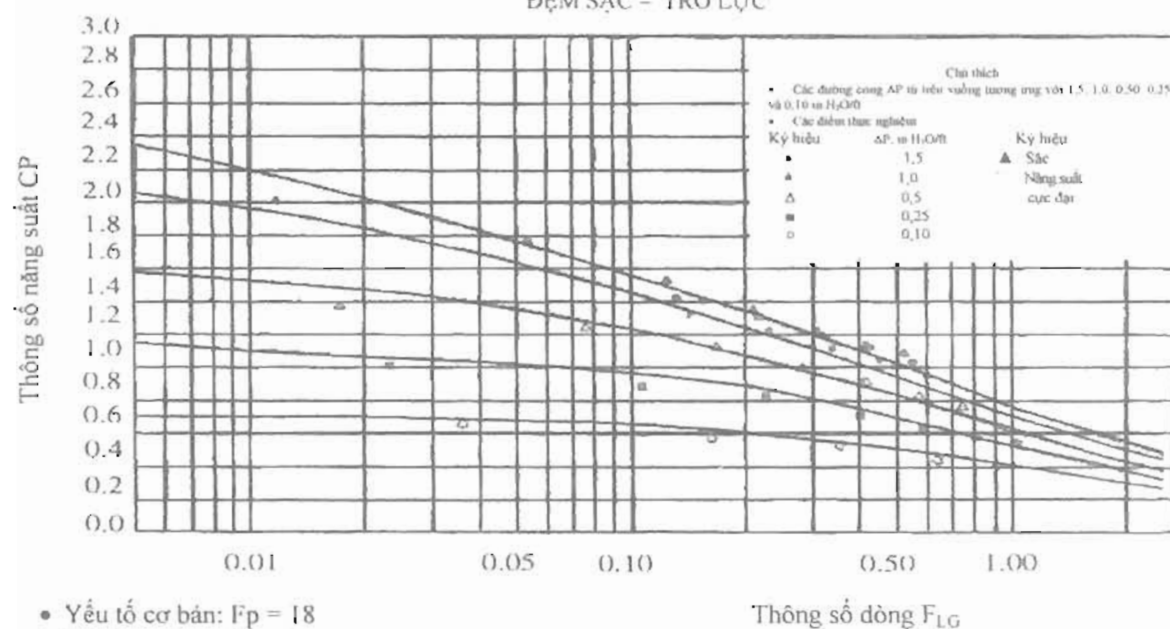
- Yếu tố cơ bản: Fp = 10
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

Thông số dòng F_{LG}

CHART 10.8015

ĐỆM GLITSCH GRID EF - 25 AP

ĐỆM SẶC – TRỞ LỰC

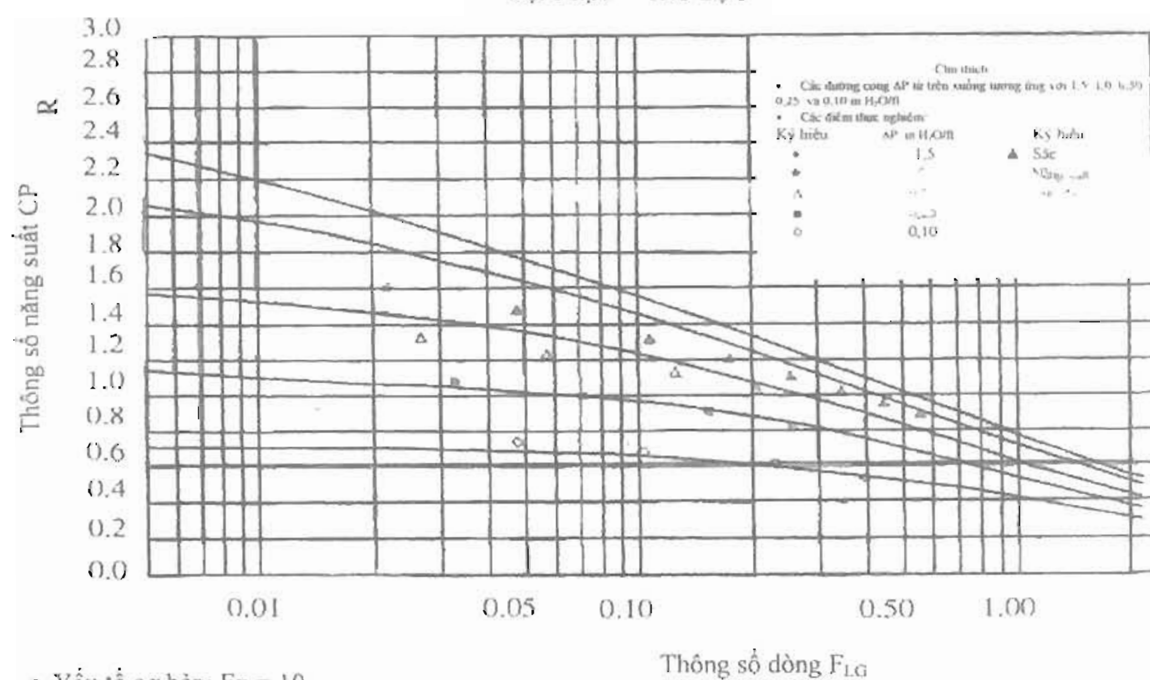


- Yếu tố cơ bản: Fp = 18
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.8104

ĐỆM KOCH FLEXIGRID # 3

ĐỆM SẶC – TRỞ LỰC

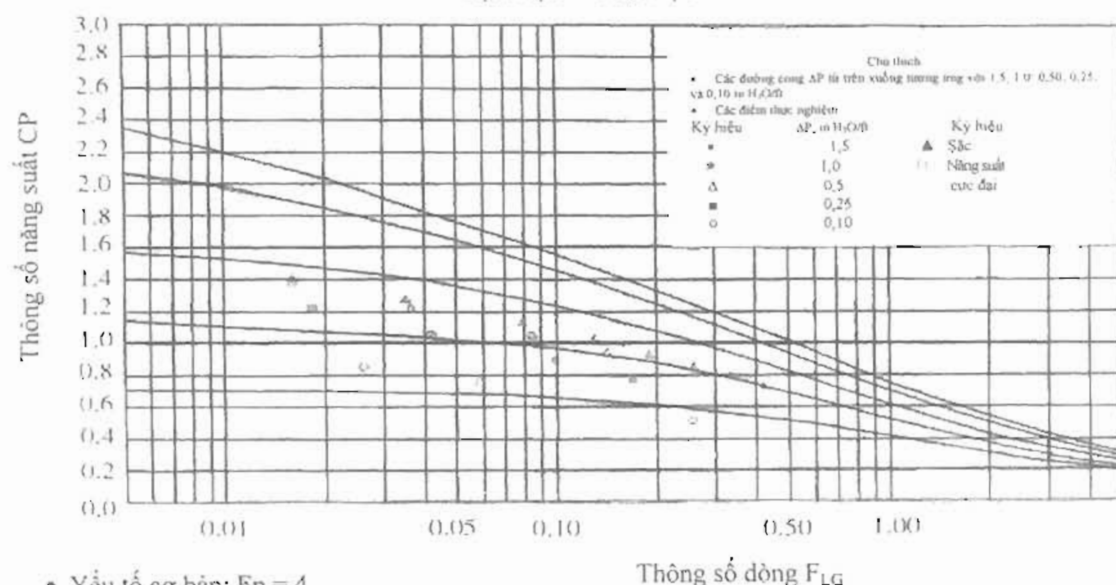


- Yếu tố cơ bản: Fp = 10
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.8108

ĐỆM GLITSCH GRID EF - 25 AP

ĐỆM SẶC – TRỞ LỰC

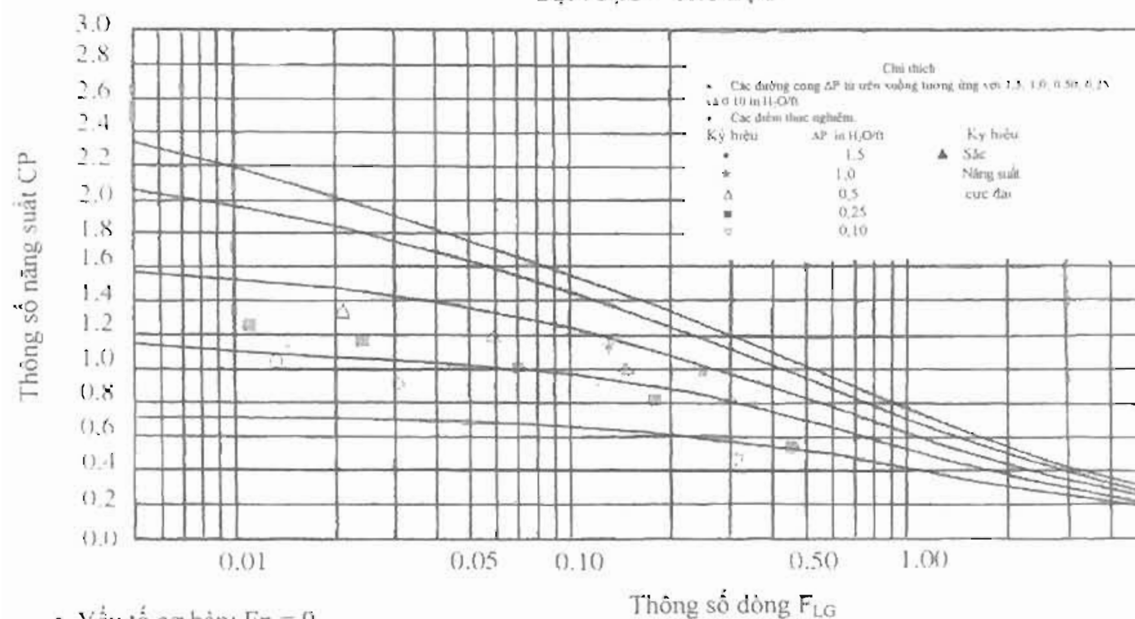


- Yếu tố cơ bản: Fp = 4
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

CHART 10.8015

ĐỆM GLITSCH GRID EF - 25 AP

ĐỆM SẶC – TRỞ LỰC



- Yếu tố cơ bản: Fp = 9
- Trở lực ΔP đo bằng inches H_2O/ft
- Ký hiệu to: Số liệu của hệ không có nước

Hướng dẫn sử dụng bảng 10.1

Bảng 10.1 – Bảng các số liệu được sử dụng trên các giản đồ tổng quát về trở lực của đệm (GPDC)

Bảng 10.1 bao gồm các cột sau đây:

1. Chart – mã số của giản đồ
2. Packing – loại, kích thước và vật chế tạo đệm
3. F_p – yếu tố đệm
4. F_p source – tài liệu dùng để tra cứu các yếu tố đệm
5. Data source – tài liệu tham khảo về các số liệu thực nghiệm của các thông số đệm
6. System – hệ lỏng – khí (lỏng – hơi) dùng để thử nghiệm đệm
7. Pressure – áp suất làm việc trong tháp thử nghiệm đệm
8. Flow parameter – thông số dòng F_{LG}
9. Test column – tháp thử nghiệm với các thông số:

   + D_C – đường kính tháp, inch

   + H_P – chiều cao lớp đệm, ft

   + No.of data points – số lượng điểm thực nghiệm

Ký hiệu: – Random packings: đệm loại đổ lộn xộn

– Structured Packings: đệm cấu trúc

– Corrugated – Sheet Structured Packings: đệm cấu trúc loại tấm mỏng có gấp nếp.

BẢNG 10.1. SỐ LIỆU SỬ DỤNG TRÊN GIẢN ĐỒ TỔNG QUÁT VỀ TRỞ LỰC CỦA ĐỆM GPDC

Đệm đổ lộn xộn								Tháp thử nghiệm		
Giản đồ (Chart)	Loại đệm (Packing)	Yếu tố đệm F_p	Tài liệu tham khảo về F_p	Nguồn gốc của số liệu	Hệ (System)	Áp suất (Pressure)	Thông số dòng F_{LG} (Flow Parameter)	Đường kính D_C in	Chiều cao đệm H_P ft	Số điểm thực nghiệm
10.1002A	1"(M)Pall*	56	1	2 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	100mmHg	0,024	20	4	2
				2 (BASF)	Methanol – ethanol	Atm	0,040	20	7	2
				3,4 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,055 – 0,070	15	10	4
				3,4 (Norton)	iC_8 – toluene	100mmHg	0,021 – 0,026	15	10	5
				4 (Norton)	Benzene – toluene	Atm	0,050	15	10	1
				4 (Norton)	Methanol – nước	Atm	0,031	15	5	1
				4 (Norton)	IPA – nước	Atm	0,041	15	10	1
				4 (Norton)	Acetone – nước	Atm	0,040	15	5,10	1
				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	1
				6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	100mmHg	0,027	18	5	1
				2 (BASF)	Không khí – nước	Atm	0,17 – 0,28	17	5	3
10.1002B	1"(M)Pall*	56	1	2 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	100mmHg	0,024	20	4	5
				2 (BASF)	Methanol – ethanol	Atm	0,040	20	7	5
				4 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,060	15	10	5
				4 (Norton)	iC_8 – toluene	100mmHg	0,023	15	10	5
				4 (Norton)	Benzene – toluene	Atm	0,050	15	10	5
				4 (Norton)	Methylchloroform – toluene	Atm	0,061	15	5	4

				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	5
				6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	100mmHg	0,028	18	5	5
				6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	40mmHg	0,019	18	5	4
				6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	20mmHg	0,014	18	5	4
				6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	10mmHg	0,011	18	5	3
10.1002C	1"(M)Pall*	56	1	7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,014-5,0	30	10	44
				8 (Glitech)	Không khí – nước	Atm	0,007-1,1	84	6	20
				9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,037-2,2	36	2	29
				2 (BASF)	Không khí – nước	Atm	0,17-0,48	17	5	9
				4 (Norton)	Methanol – nước	Atm	0,031	15	5	5
				4 (Norton)	IPA – nước	Atm	0,041	15	10	5
				4 (Norton)	Acetone – nước	Atm	0,040	15	5,10	5
10.1003	1.5"(M)Pall*	40	1	2 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	100mmHg	0,024	20	4	7
				2 (BASF)	Methanol – ethanol	Atm	0,040	20	7	7
				10,11 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	6
				7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,063-5,0	30	10	40
				8 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,006-1,0	84	6	24
				9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,036-1,8	36	2	30
10.1004A	2"(M)Pall*	27	1	2 (FRI)	$C_6 - C_7$	260mmHg	0,038-0,45	48	18	5
				2 (FRI)	$C_6 - C_7$	24 psia	0,050-0,49	48	18	5
				2 (FRI)	IPA – nước	Atm	0.050-0,44	48	18	5
				2 (FRI)	$iC_4 - nC_4$	165 psia	0,24-0,69	48	18	4
				2 (BASF)	Methanol – ethanol	Atm	0,040	20	7	2
				2 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	100mmHg	0,024	20	4	2

				2 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	50mmHg	0,018	20	4	2
				12 (Nutter)	Không khí – Isopar™	Atm	0,078 – 0,38	30	4	3
				13 (Mitsui)	$C_6 - C_7$	Atm	0,069	20	8	1
				4,11 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,060 – 0,070	15	10	2
				5 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,020 – 0,15	18	7	4
				14 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,030 – 0,17	36	2	3
				15 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,17	36	4	1
10.1004B	2"(M)Pall*	27	1	2 (FRI)	$C_6 - C_7$	260mmHg	0,036 – 0,45	48	18	13
				2 (FRI)	$C_6 - C_7$	24 psia	0,062 – 0,50	48	18	13
				2 (FRI)	$iC_4 - nC_4$	165 psia	0,16 – 1,27	48	18	11
				2 (BASF)	Methanol – ethanol	Atm	0,040	20	4,7	4
				2 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	100mmHg	0,024	20	4	5
				2 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	50mmHg	0,018	20	4	4
				2 (BASF)	Propylene glycol – ethylene glycol	10mmHg	0,0055	20	4	3
				12 (Nutter)	Không khí – Isopar™	Atm	0,025 – 0,64	30	4	13
				12 (Mitsui)	$C_6 - C_7$	Atm	0,069	20	8	5
				4,11 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,060 – 0,070	15	10,20	8
				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	3
10.1004C	2"(M)Pall*	27	1	7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,054 – 5,0	30	10	49
				8 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,007 – 0,73	84	6	22
				14 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,062 – 1,12	36	2	28
				15 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,18 – 0,54	36	4	5
				12 (Nutter)	Không khí – nước amôniác	Atm	0,012 – 0,031	30	4	4
				2 (FRI)	IPA – nước	Atm	0,049 – 0,44	48	18	13

10.1007	3,5"(P)Pall*	18	1	8 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,006 – 1,0	84	6	20
				9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,030 – 1,7	36	2	34
10.1012	1"(P)Pall*	55	1	7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,014 – 5,0	30	10	39
				8 (Glisch)	Không khí – nước	Atm	0,007 – 1,5	84	6	20
				9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,041 – 1,3	36	2	20
10.1013	1.5"(P)Pall*	40	1	7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0.042 – 5,0	30	10	40
				8 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,006 – 1,3	84	6	23
				9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,035 – 1,3	36	2	35
10.1014	2"(P)Pall*	26	1	7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,065 – 5,0	30	10	45
				8 (Glisch)	Không khí – nước	Atm	0,006 – 0,81	84	6	23
				9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,029 – 2,1	36	2	35
				5 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,068 – 0,19	18	5	4
10.1017	3.5"(P)Pall*	17	1	7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,017 – 5,0	30	8	64
				8 (Glisch)	Không khí – nước	Atm	0,007 – 1,1	84	6	21
				9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,024 – 1,9	36		39
10.1022	1"(C)Pall*	107	16	17 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmgHg	0,017	9	5	7
10.1024	2"(C)Pall*	43	16	5, 17 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmgHg	0,017	9	5	5
10.1112	1"(P)Super	40	1	7, 18 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,077 – 5,0	15	10	37
	Intalox*, Flexi™			8 (Glisch)	Không khí – nước	Atm	0,007 – 1,2	84	6	20
	&Ballast™			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,043 – 2,5	36	2	34
	Saddles									
10.1114	2"(P)Super	28	1	7, 18 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,064 – 5.0	30	10	39
	Intalox*, Flexi™			8 (Glisch)	Không khí – nước	Atm	0,006 – 1,1	84	6	23

	&Ballast™			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,029 – 2,3	36	2	38
	Saddles									
10.1116	3"(P)Super	18	1	7, 18 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,053 – 4,3	30	10	40
	Intalox*, Flexi™			8 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,006 – 0,98	84	6	20
	&Ballast™			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,024 – 1,8	36		39
	Saddles									
10.1122	1"(C)	92	1	10 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	6
	Intalox*			3 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,055 – 0,070	15	10	5
	&Flexi™			3 (Norton)	iC_8 – toluene	100mmHg	0,021 – 0,026	15	10	6
	Saddles			17 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	5
				7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,075 – 5,0	30	10	36
				89 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,053 – 5,0	36		29
				17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,050 – 0,074	12	3	3
10.1123	$1^{1/2}$"(C)	52	1	10, 11 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	6
	Intalox*			7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,015 – 5,0	30	10	46
	&Flexi™			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,040 – 5,0	36		39
	Saddles									
10.1124	2"(C)	40	1	10, 11 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	6
	Intalox*			5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	7
	&Flexi™			7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,030 – 5,0	30	10	48
	Saddles			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,019 – 5,0	36		38
				5, 17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,088 – 0,24	18	5	4
10.1126	3"(C)	22	1	7 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,036 – 5,0	30	10	61
	Intalox*			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,18 – 5,0	36		20

	&Flexi™				Không khí – nước					
	Saddles				Không khí – nước					
10.1203	#1(M) Hy-	45	1	19 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0.085 – 5,0	30	10	32
	Pak™&K-			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,038 – 1,9	36	2	25
	Pak™			19 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0.055 – 0,067	15	10	9
10.1204	#1.5(M)K-	29	1	9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,028 – 1,9	36		33
	Pak™									
10.1205	#2(M) Hy-	26	1	19 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0.,052 – 5,0	30	10	29
	Pak™,			8 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,007 – 0,70	84	6	21
	K - Pak™ &			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,032 – 1,8	36	2	35
	Ballast Plus™			19 (Norton)	iC_8 – toluene	100mmHg	0,021 – 0,026	15	10	8
				20 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,055	15	10	1
10.1207	#3(M)Hy- Pak™	16	1	19 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,057 – 1,1	30	10	24
	& K-Pak™			9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,030 – 1,4	36		34
10.1322	1"(C)Super	60	1	18 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,11 – 5,0	30	10	34
	Intalox* Saddles									
10.1324	2"(C)Super	30	1	18 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,079 – 5,0	30	10	28
	Intalox* Saddles									
10.2002	#25(M) IMTP*	41	1	6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	80mmHg	0,025	18	5	6
				6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	40mmHg	0,019	18	5	3
				6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	20mmHg	0,014	18	5	4

				10,11 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	5
				21 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,086 – 5,0	30	10	21
10.2003	#40 IMTP*	24	1	10,11 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	5
				21 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,075 – 5,0	30	10	24
10.2004	#50 IMTP*	18	1	11,22 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	5
				22 (Norton)	C_6 – C_7	Atm	0,067	15	10	1
				21 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,057 – 4,7	30	10	26
10.2006	#70 IMTP*	12	1	21 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,070	15	10	4
				21 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,049 – 3,4	30	10	26
10.2101	#1(M)CMR*	40	23	24 (Glitsch)	o – p Xylenes	50mmHg	0,018	6	10	1
				5 (Bochum Uni)	p – m Xylenes	50mmHg	0,018	9	5	6
				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	2
				23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,016 – 0,5	36	4	17
				5 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,030 – 0,24	12	5	12
10.2102	#1.5(M) CMR*	29	23	5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene-Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	6
				5 (Bochum Uni)	p - m Xylenes	50mmHg	0,018	9	5	6
				23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,015 – 0,97	36	4	23
10.2103	#2(M) CMR*	22	23	25 (Glitsch)	Ethylbenzene – styrene	50mmHg	0,018			3
				23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,014 – 0,75	36	4	29
10.2104	#2.5(M) CMR*	19	23	23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,013 – 0,77	36	4	31
10.2105	#3(M) CMR*	14	23	23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,015 – 0,86	36	4	27
10.2106	#4(M) CMR*	10	23	23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,015 – 0,85	36	4	28

10.2111	#1A(P) CMR*	30	23	23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,015 – 0,77	36	4	25
10.2113	#2A(P) CMR*	30	23	23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,016 – 0,86	36	4	26
10.2115	#3A(P) CMR*	12	23	23 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,014 – 0,91	36	4	27
10.2202	#1(M) Nutter™	30	54	12 (Nutter)	Không khí – nước	Atm	0,006 – 3,3	30	4	23
				12 (Nutter)	Không khí – nước	Atm	0,023 – 5,0	30	4	27
10.2203	#1.5(M) Nutter™	24	54	12 (Nutter)	Air – Isopar™	Atm	0,005 – 5,0	30	4	29
				12 (Nutter)	Không khí – nước	Atm	0,021 – 2,8	30	4	27
10.2204	#2(M) Nutter™	18	54	12 (Nutter)	Không khí – nước	Atm	0,021 – 5,0	30	4	25
				12 (Nutter)	Air – Isopar™	Atm	0,005 – 5.0	30	4	37
				13 (Mitsui)	$C_6 - C_7$	Atm	0,069	20	8	2
				13 (FRI)	$C_6 - C_7$	260mmHg	0,039	48	14	6
				13 (FRI)	$C_6 - C_7$	24psia	0,086 – 0,091	48	14	6
10.2304	2"(M) Hiflow	16	54	5,17 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	3
			54	5,17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,023 – 0,26	18	7	18
10.2312	1"(P)Hiflow	42	54	5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	6
			54	17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,031 – 0,58	12	3	19
10.2314	2"(P)Hiflow	20	54	5,17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,017 – 0,26	12	5	12
			54	5,17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,037 – 0,51	18	5	9
10.2317	3.5"(P) Hiflow	9	54	17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,020 – 0,18	18	7	13
10.2323	1.5"(C) Hiflow	37	54	17 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	6
				17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,028 – 0,32	18	2	14
				17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,029 – 0,27	12	5	18

10.2324	2"(C) Hiflow	29	54	5,17 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	7
				5,17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,027 – 0,35	12	3	26
10.2326	2"(C) Hiflow	15	54	17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,023 – 0.28	18	7	22
10.2402	#1HcKp™	40	54	9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,033 – 2.6	36		33
10.2403	#1.5 HcKp™	22	54	9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,028 – 0,94	36		25
10.2404	#2 HcKp™	16	54	9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,025 – 1,9	36		35
10.2406	#3 HcKp™	14	54	9 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,031 – 1,7	36		36
10.3002	#1(M)	29	26	6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	20mmHg	0.014	18	5	3
	Chempak™ and			6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	40mmHg	0,019	18	5	5
	Levapak™			6 (Birmingham Uni)	Cis – trans decalin	80mmHg	0,025	18	5	5
				26 (Chem – Pro)	Không khí – nước	Atm	0,012 – 2,6	14	5	34
10.3004	#2(M)	18	26	26 (Chem – Pro)	Không khí – nước	Atm	0,048 – 1,6	14	5	25
	Chempak™									
10.3104	#1(M) Jaeger	18	27	5,17 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	5
	Tripacks*			5,17 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,030 – 0,067	12	4	3
				27 (Jaeger)	Không khí – nước	Atm	0,020 – 3,0	24	14	15
10.3106	#2(M) Jaeger	14	27	27 (Jaeger)	Không khí – nước	Atm	0,19 – 1,6	24	14	12
	Tripacks*									
10.3114	#1(P) Jaeger	15	27	5,28 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0.026 – 0,34	12	4	16
	Tripacks*			27 (Jaeger)	Không khí – nước	Atm	0,031 – 0,23	24	14	28
10.3116	#2(P) Jaeger	14	27	27 (Jaeger)	Không khí – nước	Atm	0,030 – 0,22	24	14	28
	Tripacks*									

10.3212	1"(P) Nor-Pac*	31	54	29 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	25mmHg	0,013	9	5	5
				5,29 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	12
				29 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	100mmHg	0,023	9	5	3
				29 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	200mmHg	0,032	9	5	1
				29 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,024 – 0,69	16	5	19
10.3213	1.5"(P) Nor-Pac	21	54	29 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,022 – 0,68	16	5	24
10.3214	2"(P) Nor-Pac*	14	54	5,28 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,010 – 0,32	12	5	21
10.3316	Intalox*	13	30	30 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,019 – 0,48	30	10	12
	Snowflake™									
10.3417	3,5"(P) LANPAC™	14	31	31 (Lantec)	Không khí – nước	Atm	0,049 – 1,5	36		30
10.3517	#3(P) IMPAC™	15	32	32 (Lantec)	Không khí – nước	Atm	0,018 – 1,7	36		35
Đệm cấu trúc bằng vải dệt từ sợi kim loại										
10.5001	Koch-Sulzer*CY	70	54	34 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	20mmHg	0,011	20,39	5 – 11	4
				34 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,016	20,39	5 – 11	4
				34 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	100mmHg	0,023	20,39	5 – 11	5
10.5002	Koch-Sulzer*BX	21	54	34 (Sulzer)	Cis – trans decalin	5mmHg	0,0064	20,39	6 – 10	3
				34 (Sulzer)	Cis – trans decalin	20mmHg	0,012	20,39	6 – 10	3
				34,35 (Sulzer)	Cis – trans decalin	50mmHg	0,019	20,39	6 – 10	3
				34 (Sulzer)	Cis – trans decalin	100mmHg	0,027	20,39	6 – 10	3
				36 (FRI)	o – p Xylenes	16mmHg	0,010	10,39	8	2
				36 (FRI)	o – p Xylenes	100mmHg	0,024	10,39	8	2
				36 (FRI)	o-p Xylenes	300mmHg	0,042	10,39	8	2
				36 (FRI)	o – p Xylenes	730mmHg	0,064	10,39	8	2

				37 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	50mmHg	0,018	20	7	6
				37 (BASF)	Ethylbenzene – styrene	100mmHg	0,024	20	7	5
				37 (BASF)	1,2Propylene glycol–ethylene glycol	10mmHg	0,0055	20	7	2
				37 (BASF)	Methanol – ethanol	Atm	0,040	20	7	6
				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	4.5	5
				38 (SRP)	$C_6 - C_7$	250mmHg	0,040	18	10	4
				39 (SRP)	$C_6 - C_7$	Atm	0,073	18	10	2
				38 (SRP)	$C_6 - C_7$	24 psia	0,084	18	10	6
				38,39 (SRP)	$C_6 - C_7$	60 psia	0,14	18	10	7
Đệm cấu trúc loại tấm mỏng gấp nếp										
10.6002	Mellapak* 500Y	34	54	40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	19mmHg	0,011	39	> 8	3
				40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	76mmHg	0,021	39	> 8	4
				40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	Atm	0,060	39	> 8	5
10.6003	Mellapak* 350Y	23	54	40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	19mmHg	0,011	39	> 8	3
				40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	76mmHg	0,021	39	> 8	6
				40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	Atm	0,060	39	> 8	4
10.6004A	Mellapak* 250Y	20	54	40,41 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	19mmHg	0,011	39	15	4
				41,42 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	38mmHg	0,015	39	15	4
				40 – 42 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	76mmHg	0,021	39	15	6
				41,42 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	304mmHg	0,040	39	15	5
				40 – 42 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	Atm	0,060	39	15	6
				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017	9	5	6
10.6004B	Mellapak* 250Y	20	54	42 (Sulzer)	Methanol – Nước	Atm	0,039	39	5	5

				42 (Sulzer)	Không khí – nước	Atm	0,010 – 0,81	12		25
				5 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0.022 – 0.26	12		6
10.6008	Mellapak* 125Y	23	54	40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	19mmHg	0,011	39	>8	3
				40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	76mmHg	0,021	39	>8	5
				40 (Sulzer)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	Atm	0,060	39	>8	2
10.6014	Mellapak* 250Y plastic	22	54	42a (Sulzer)	Không khí – nước	Atm	0,026 – 2,0			15
10.6102	Flexipac*#1	30	54	14 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,040 – 2,0	36	2	26
10.6104	Flexipac*#2	13	54	43 (SRP)	$C_6 - C_7$	250mmHg	0,040	18	10	1
				43 (SRP)	$C_6 - C_7$	Atm	0,073	18	10	1
				43 (SRP)	$C_6 - C_7$	60 psia	0,15	18	10	1
				14 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,056 – 1,2	36	2	37
10.6106	Flexipac*#3	8	54	14 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,043 – 1,1	36	2	40
10.6108	Flexipac*#4	6	54	14 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,041 – 1,0	36	2	29
				14 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,037 – 0,74	14		24
10.6122	Flexeramic™ #28	40	54	44 (Koch)	Không khí - nước	Atm	0,042 - 1,6			23
10.6124	Flexeramic™ #48	24	54	44 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,032 – 1,7			27
10.6128	Flexeramic™ #88	15	54	44 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,024 – 1,1			28
10.6202	Gempak* 4A	32	45	46 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,016 – 1,2	36	4	25
10.6203	Gempak* 3A	21	45	46 (Glitsch)	o – p Xylenes	50mmHg	0,017			1
				46 (Glitsch)	o – p Xylenes	100mmHg	0,024			1
				46 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,013-1,8	36	4	34
10.6204	Gempak* 2A	16	45	46 (Glitsch)	o – p Xylenes	50mmHg	0,017			1
				46 (Glitsch)	o – p Xylenes	100mmHg	0,024			1

				39 (SRP)	$C_6 - C_7$	250mmHg	0,040	18	10	2
				39 (SRP)	$C_6 - C_7$	24 psia	0,091	18	10	2
				39 (SRP)	$C_6 - C_7$	60 psia	0,15	18	10	2
				46 (Glitsch)	Không khí - nước	Atm	0.012 – 1,4	36	4	34
10.6206	Gempak* 1.5A	12	45	46 (Glitsch)	o – p Xylenes	50mmHg	0,017			1
				46 (Glitsch)	o – p Xylenes	100mmHg	0,024			1
				46 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0.011 – 1,4	36	4	29
10.6208	Gempak* 1A	9	45	46 (Glitsch)	o – p Xylenes	50mmHg	0,017			1
				46 (Glitsch)	o – p Xylenes	100mmHg	0,024			1
				46 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,024 – 0,88	36	4	28
10.6209	Gempak* 0.5A	6	54	46 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,049 – 0.68	36	4	20
10.6302	Montz B1-300*	33	54	5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	25mmHg	0,012	9	5	4
				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	50mmHg	0,017 – 0,024	9	5	12
				5 (Bochum Uni)	Chlorobenzene – Ethylbenzene	100mmHg	0,022	9	5	4
				5 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0.014 – 0,40	9	5	6
				5 (Bochum Uni)	Không khí – nước	Atm	0,029 – 0,46	18	6	7
10.6303	Montz B1-250*	20	54	47 (Montz)	Không khí – nước	Atm	0,010 – 0.56			25
10.6402	Norton Intalox*1T	20	54	38 (SRP)	$C_6 - C_7$	250mmHg	0,040	18	10	4
				38 (SRP)	$C_6 - C_7$	24 psia	0,085	18	10	5
				38 (SRP)	$C_6 - C_7$	60 psia	0,13	18	10	4
10.6404	Norton Intalox*2T	17	54	48,49 (Norton)	Ethylbenzene – styrene	50mmHg	0,018	15	9.3	6
				48,49 (Norton)	iC_8 – toluene	100mmHg	0,029	15	9.3	6
				48,49 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,073	15	9.3	6

				38,39,49 (SRP)	$C_6 - C_7$	250mmHg	0,039	18	10	7
				39,49 (SRP)	$C_6 - C_7$	Atm	0,068	18	10	2
				38,39,49 (SRP)	$C_6 - C_7$	24 psia	0,085	18	10	7
				38,39,49 (SRP)	$C_6 - C_7$	60 psia	0,14	18	10	7
				49 (FRI)	$iC_4 - nC_4$	100 psia	0,18	48	12	1
				49 (FRI)	$iC_4 - nC_4$	165 psia	0,25	48	12	1
				49 (FRI)	$iC_4 - nC_4$	300 psia	0,36	48	12	1
				49 (FRI)	$iC_4 - nC_4$	400 psia	0,46	48	12	1
				49 (Norton)	Không khí – nước	Atm	0,0094 – 0,79	15	9.3	26
10.6408	Norton Intalox*3T	13	54	48,49 (Norton)	iC_8 – toluene	100mmHg	0,029	15	9.3	3
				48,49 (Norton)	iC_8 – toluene	Atm	0,073	15	9.3	4
10.6504	Jaeger Maxpac™	12	54	38,50 (SRP)	$C_6 - C_7$	250mmHg	0,040	18	10	7
				38,50 (SRP)	$C_6v - C_7$	24 psia	0,085	18	10	7
				38,50 (SRP)	$C_6 - C_7$	60 psia	0,14	18	10	4
					Đệm lưới					
10.8005	Glitsch Grids* EF25A	10	54	51 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,022 – 1,3			34
10.8015	Glitsch Grids* EF25AP	18	54	51 (Glitsch)	Không khí – nước	Atm	0,012 – 1,0			37
10.8104	Koch Flexigrid*#3	10	54	52 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,022 – 0,56			20
10.8108	Koch Flexigrid*#2	4	54	52 (Koch)	Không khí – nước	Atm	0,016 – 0,42			20
10.8205	Nutter Snap Grid* #3	9	54	53 Nutter	Không khí – nước	Atm	0,011 – 0,45	30		14

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Strigle, R. F., Jr., *Random Packings and Packed Towers*, Gulf Publishing, Houston, Tex., 1987.
2. Billet, R., *Chem. Eng. Prog.* 63(9), p. 53, 1967.
3. Eckert, J. S., and L. F. Walter, *Hydrocarb. Proc & Pet. Ref.* 43(2), p.107, 1964.
4. Eckert, J. S., E. H. Foote, and L. F. Walter, *Chem Eng. Prog* 62(1), p.59, 1966.
5. Billet, R., *Packed Column Analysis and Design*, Ruhr University, Bochum, Germany, 1989.
6. Elsby, K., N. Ashton, and A. Arrowsmith, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 104, p.A143, 1987.
7. Norton Company, Bulletin DC – 11, Akron, Ohio, 1977.
8. Glitsch, Inc., Bulletin 217, 3d ed., Dallas, Texas, 1975.
9. Koch Engineering Company, Inc., Bulletin KRP – 1 and KRP – 2, Wichita, Kansas, 1987. (Revised version with HcKp, 1991)
10. Strigle, R. F., Jr., and K. E. Porter, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 56, p.3 3/19, 1979.
11. Strigle, R. F., Jr., and F. Rukovena, Jr., *Chem. Eng. Progr.* 75(3), p.86, 1979.
12. Nutter Engineering, Division of Patterson – Kelley Co., - HARSCO Corporation, Unpublished data.
13. Nutter, D.E., *I. Chem. E. Symp. Ser.* 104, A129,1987.
14. McNulty, K.J., and C.L.Hsieh, Paper presented at the annual meeting of the AIChE, Los Angeles, California, November 14-19, 1982.
15. Gangriwala, H.A., *I. Chem. E. Symp. Ser.* 104, p.B89, 1987.
16. Jaeger Products Inc., General Catalogue 100, Spring, Texas.
17. Billet, R., and J. Mackowiak, *Chemie – Technik 13*(12), p.37, 1984; *ibid.*, 14(4), p.91, 1985; *ibid.*, 14(5), p.195, 1985.
18. Norton Company, Bulletin SI – 72, Akron, Ohio, 1973.
19. Norton Company, Bulletin HY – 30, Akron, Ohio, 1975.
20. Eckert, J. S., *Chem. Eng.*, April 14, p.70, 1975.
21. Norton Company, Bulletin IM – 82. Akron, Ohio, 1979.
22. Strigle, R. F., Jr., and M.J. Dolan, *Can. Proc. Equip. Control News*, October 1983.
23. Glitsch, Inc., Bulletin 345, Dallas, Texas, 1986.
24. Wu, K.Y., and G. K. Chen, *I. Chem. E. Symp Ser* 104, p.B225, 1987.
25. Glitsch, Inc., Bulletin TP/US/M4, Dallas, Texas, 1983.
26. Nutter Engineering Company, Chem – Pro Bulletin 703, Tulsa, Oklahoma, 1977.
27. Jaeger Products Inc., Bulletin JTP – 600, Spring, Texas.
28. Billet, R., "Modern plastic packings for more efficient separation processes". Paper presented at the Center for Energy Studies, University of Texas, Fall 1985.
29. Billet, R., and J. Mackowiak, *Verfahrenstechnik 16*, p.67, 1982.
30. Norton Company, Bulletin GWS – 1, Akron, Ohio, 1987.

31. Lantec Products Inc., Technical Bulletin 8T – 5, Agoura Hills, California.
32. Lantec Products Inc., "IMPAC", Technical Bulletin, Agoura Hills, California.
33. Leva, M., D. Bhaga, and A. Trickett, *Chem. Engnr.*(London), p.25, September, 1990.
34. Meier, W., *Sulzer Tech Review* No.3, 1970.
35. Meier, W., and M. Huber., *I. Chem. E. Symp. Ser.* 32, p.4:31, 1969.
36. Bravo, J. L., J. A. Rocha, and J. R. Fair, *Hydrocarb. Proc. 65*(3), p.45, 1986.
37. Billet, R., *I. Chem. E. Symp. Ser.* 32, p.4:42, London 1969.
38. Bravo, J. L., Separation Research Progam, private communication, 1990.
39. Martin, C. L., J. L. Bravo, and J. R. Fair, Paper presented at the National AIChE National Meeting, New Orleans, Louisiana, March 7, 1988.
40. Spiegel, L., and W. Meier, *I Chem E. Symp Ser.* 104, A203, 1987.
41. Meier, W., W. D. Stoecker, and B. Weinstein, *Chem. Eng.Prog.* 73(11), p.71, 1977.
42. Meier, W., R. Hunkeler and D. Stoecker, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 56, p.3.3/1, London 1979.
42a. Sulzer Chemtech, "Separation Columns for Distillation and Absorption", Winterbthur, Switzerland.
43. Fair, J. R., and J. L. Bravo, *Chem Eng. Prog 86*(1), p.19, 1990.
44. Koch Engineering Company Inc., Knight Division, Bulletin KCP-1, Akron, Ohio, 1989.
45. Bonilla, J. A., J. Shieh, and P. Wang, Paper presented at the AIChE Summer National Meeting, Denver, Colorado, August 24, 1988.
46. Glitsch, Inc., Bulletin 357, Dallas, 1989.
47. Julius Montz GmbH "Montz-Pak Typ B1" Bulletin, Hilden, Germany.
48. Norton Company, Bulletin IS-1, Akron, Ohio, 1988.
49. Rukovena, F., Jr., and R.F.Strigle, Jr., Paper presented at the AIChE Spring National Meeting, Houston, Texas, April 1989.
50. Jaeger Products Inc., Product Bulletin 500, Spring, Texas, Dec.1989.
51. Glitsch, Inc., Bulletin 207, Dallas, Texas, 1985.
52. Koch Engineering Company Inc., Bulletin KFG – 2, Wichita, Kansas, 1985.
53. Nutter Engineering, Bulletin SG-1, Tulsa, Oklahoma, 1987.
54. Kister, H.Z., Distillation Desgin, McGraw – Hill, Inc., New York., 1992.

7.14. CÁC SỐ LIỆU THỰC NGHIỆM VỀ HIỆU SUẤT CỦA ĐỆM

Ở thời điểm hiện tại, nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao tương đương với một đĩa lý thuyết (HETP) là phương pháp có độ tin cậy cao nhất để nhận được các giá trị HETP cho thiết kế tháp loại đệm. Do những hiểu biết còn nghèo nàn về thủy động lực và chuyển khối trong tháp đệm, nên quy tắc chọn chiều cao tương đương với một đĩa lý thuyết cho các kết quả vượt trội về độ tin cậy so với các kết quả dự đoán theo các mô hình lý thuyết. Trong khi đó, các kết quả về chiều cao tương đương với một đĩa lý thuyết HETP nhận được bằng phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm lại có độ tin cậy còn cao hơn các kết quả nhận được bằng phương pháp sử dụng quy tắc chọn.

Eckert [6] là người đầu tiên đã tổng kết thành bảng các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP ở dạng thuận tiện cho phép nội suy. Vital, Grossel và Olsen [65] cũng đều cho rằng sử dụng các kết quả nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP sẽ có độ tin cậy hơn so với các kết quả dự đoán theo mô hình nếu như có các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP cho hệ tương tự như hệ đang xét.

Dưới đây sẽ trình bày các bảng số liệu đã được cập nhật và mở rộng đáng kể của Eckert. Ngoài ra các bảng và giản đồ mới cho các loại đệm cấu trúc cũng đã được bổ sung thêm.

7.14.1. Đệm loại đổ lộn xộn (Random packings)

Các số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đệm loại đổ lộn xộn được thống kê trong bảng 11.1. Dưới đây sẽ trình bày các bước của thủ tục dùng để nội suy các số liệu thực nghiệm có trong bảng này.

7.14.1.1. Thủ tục nội suy hiệu suất của đệm

Thủ tục nội suy bao gồm các bước sau đây:

1. Xem xét các điều kiện của tháp (nhiệt độ, áp suất, kích thước và kiểu đệm, tải trọng lỏng, tải trọng hơi, điều kiện phân phối các dòng lỏng, tỷ số dòng lỏng và dòng hơi L/V, các tính chất vật lý của hệ, giới hạn dưới của điều kiện thấm ướt đệm, sai số trong cân bằng pha lỏng – hơi v.v...) để đưa ra quyết định chọn hệ tương tự với hệ đang xem xét. Sau khi đã đưa ra quyết định, cần ghi nhận tất cả các số liệu của các hệ tương tự với hệ đang xét có trong bảng 11.1.

2. Kiểm tra xem các số liệu đã ghi nhận được ở bước 1 xem có thể dùng được cho loại đệm đang xét hay không. Nếu dùng được thì hãy sử dụng các số liệu này và chuyển trực tiếp sang bước 6. Khi đó, các bước từ 3 đến 5 sẽ được dùng để kiểm tra. Nếu các số liệu đã ghi nhận ở bước 1 không phù hợp cho loại đệm đang xét, hãy chuyển sang bước 3.

3. So sánh các giá trị của chiều cao tương đương với một đĩa lý thuyết HETP của các hệ đã chọn từ bảng 11.1 với chiều cao HETP của các hệ khác cho cùng một loại đệm. Nếu chiều cao HETP của các hệ trên khác nhau đáng kể thì cần phải tính đến ảnh hưởng của bản chất hóa lý của hệ. Hãy đánh giá mức độ ảnh hưởng của hiệu ứng trên dựa vào các số liệu thực nghiệm của các hệ trên và công nhận có hiệu ứng này khi tiến hành thiết kế.

4. So sánh các số liệu về chiều cao HETP của đệm đã chọn ở điều kiện đang xét với chiều cao HETP xác định bằng quy tắc chọn (7.127a, b). Nếu như các số liệu này khác nhau, hãy xác định mức độ ảnh hưởng của hiệu ứng đệm (dựa vào số liệu thực nghiệm và số liệu dự đoán theo quy tắc chọn) và cũng phải tính đến hiệu ứng này khi thiết kế.

5. Dự đoán chiều cao tương đương với một đĩa lý thuyết HETP của đệm theo các phương trình (7.127a,b), sau đó hiệu chỉnh các giá trị này bằng cách sử dụng các hệ số đã xác định được (về mức độ khác nhau giữa các giá trị nội suy theo số liệu thực nghiệm và các số liệu theo quy tắc chọn cho các hệ khác nhau) tại bước 3 và 4 ở trên. Hãy kiểm tra mức độ tin cậy của các hệ số này. Khi số lượng các điểm thực nghiệm dùng để xác định các hệ số trên càng nhiều thì độ tin cậy của các hệ số trên càng cao.

Ở đây cần phải có sự xem xét và cân nhắc các kết quả nhận được và nên chọn các kết quả theo các quan điểm thận trọng.

6. Hãy kiểm tra chặt chẽ các điều kiện của tháp (như đã nêu ở bước 1). Hãy sử dụng các điều kiện này để tiến hành chuyển quy mô của chiều cao HETP nhận được ở các bước trên sang chiều cao HETP cho tháp thiết kế. Cần phải lưu ý đến ảnh hưởng của đường kính tháp, chiều cao của lớp đệm và mức độ thấm ướt đệm đến chiều cao HETP. Ở đây cũng cần phải có nhận xét và đánh giá về các kết quả nhận được. Cũng có thể phải xem lại các số liệu thực nghiệm được lấy từ tài liệu tham khảo gốc xem liệu vấn đề phân phối dòng, mức độ tản mát của các số liệu thực nghiệm hoặc trình tự tiến hành thử nghiệm đệm có ảnh hưởng đến các số liệu này hay không.

7. So sánh giá trị của chiều cao HETP tính được ở bước 6 xem có mâu thuẫn với các giá trị của chiều cao HETP nhận được bằng quy tắc chọn (phương trình 7.127a, b) hay không. Hãy chọn giá trị thận trọng hơn (giá trị lớn hơn) của chiều cao HETP trong số các giá trị trên. Giá trị nhỏ hơn chỉ được chọn khi có đủ số liệu thực nghiệm để chứng minh rằng số liệu nhỏ hơn tính được của chiều cao HETP ở bước 6 có độ tin cậy cao.

7.14.1.2. Hướng dẫn sử dụng bảng số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đệm loại đổ lộn xộn (bảng 11.1)

1: Các số liệu thực nghiệm cho thấy vùng tải trọng rất rõ ràng (hình 7.109a). Chiều cao tương đương với một đĩa lý thuyết HETP ở vùng tải trọng làm việc thấp hơn so với các giá trị của chiều cao HETP thống kê trong bảng.

2: Các số liệu thực nghiệm cho thấy khi tải trọng lỏng và tải trọng hơi tăng lên thì chiều cao HETP giảm liên tục (hình 7.109b). Có thể giải thích hiện tượng này là do khi tải trọng lỏng và hơi tăng lên thì mức độ không đồng đều trong phân phối các dòng sẽ giảm xuống, hiệu suất của đệm sẽ tăng lên (chiều cao HETP sẽ giảm xuống). Ngoài ra, khi tốc độ dòng lỏng thấp (< $1,35.10^{-3}$ m/s) có thể sẽ xuất hiện vấn đề thấm ướt không tốt của đệm ở trong tháp. Các giá trị của chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP thống kê ở trong bảng đều thuộc khoảng làm việc bằng 1,5 lần điểm tải trọng biểu kiến.

3: Độ tinh khiết cao của sản phẩm đỉnh tháp theo cấu tử không phải là nước được hiểu là khi nồng độ của cấu tử này > 95% trong sản phẩm đỉnh.

4: Khi trong bảng dẫn hai giá trị trong cùng cột của đường kính tháp hoặc trong cùng cột của chiều cao tháp, thì giá trị thứ nhất sẽ liên quan đến đoạn luyện (đường kính của đoạn luyện hoặc chiều cao của đoạn luyện), còn giá trị thứ hai sẽ liên quan đến đoạn chưng (đường kính của đoạn chưng hoặc chiều cao của đoạn chưng).

5: Giá trị ở cột chỉ số hồi lưu (chỉ số hồi lưu nội tháp) được tính bằng tỷ số lưu lượng khối lượng của dòng hơi trên lưu lượng khối lượng của dòng lỏng.

6: Độ tinh khiết cao được hiểu là nồng độ của sản phẩm đỉnh >99%.

7: Độ tinh khiết thấp của sản phẩm đỉnh của tháp theo cấu tử không phải là nước được hiểu là nồng độ của cấu tử này < 90%.

8: Vòng đệm cho trước có kích thước 35 × 35 mm.

9: Các số liệu thực nghiệm nhận được khi tiến hành chưng luyện gián đoạn.

10: Giá trị của chỉ số hồi lưu ghi trong bảng bằng tỷ số lưu lượng khối lượng của dòng hơi trên lưu lượng khối lượng của dòng lỏng ở tại đáy của tháp.

11: Kích thước của vòng đệm cho trước là 80 × 80 mm.

12: Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP được đo cho loại đệm được chế tạo từ đồng thau đã được xử lý bề mặt bằng ôxy hóa bề mặt bằng phương pháp hóa học. Trong trường hợp không được xử lý bề mặt thì cho cùng loại đệm này hoặc loại đệm tương tự chiều cao HETP sẽ lớn hơn nhiều.

13: AEC là viết tắt của Atomic Energy of Canada.

14: Áp suất được đo tại đáy của tháp.

15: Tại thời điểm lắp ráp lúc đầu bị tắc nghẽn, phân bố dòng kém và vì vậy chiều cao HETP lớn hơn nhiều. Giá trị của chiều cao HETP dẫn trong bảng đạt được sau khi đã được căn chỉnh nhưng vẫn còn tắc nghẽn và phân bố dòng không đều ở mức độ nhỏ.

16: Các số liệu được gắn ký hiệu (*) không phải được lấy trực tiếp từ tài liệu tham khảo mà là số liệu được ước tính dựa vào các thông tin có trong tài liệu tham khảo. Các số liệu này có thể không chính xác nhưng là các số liệu hoàn toàn có lý.

17: Tách hỗn hợp được tiến hành trong hai tháp nối tiếp nhau và mỗi tháp có ba lớp đệm có chiều cao từ 27 ft (8,2 m) đến 30 ft (9 m). Hỗn hợp đầu vào tháp ở vị trí phía dưới lớp đệm thứ hai.

18:

	% mol của methanol ở đáy tháp	***% mol của nước ở trên đỉnh tháp***	***Nhận xét***
A	3 – 65	0,05 – 0,34	
B	0,1 – 0,5	5 – 17	Thấm ướt đệm ở dưới mức bình thường ở dưới đáy tháp?
C	5 – 6	5 –10	
D	6 – 7	17 – 24	
E	30	2,2	Giàu cấu tử methanol
F	8 – 13	24 – 53	Giàu cấu tử nước

19: Một số lượng lớn các thử nghiệm.

20:

	% mol của nước ở đáy tháp	***% mol của DMF ở trên đỉnh tháp***	***Nhận xét***
A	81 – 83	0,2	Thấm ướt đệm ở dưới mức bình thường ở trên đỉnh tháp?
B	71 – 79	0,2 – 0,9	
C	66	1,5	Không có hiện tượng thấm ướt đệm kém (dưới mức bình thường)?

21: Các số liệu được đo tại tuần làm việc đầu tiên. Có thể sẽ có thay đổi khi đệm bị lão hóa.

- **Các cột trong bảng 11.1**

(1) Hệ dung dịch

(2) Đường kính của tháp D_C, inch

(3) Chiều cao lớp đệm H_P, ft

(4) Áp suất làm việc

(5) Chỉ số hồi lưu

(6) Khoảng thay đổi của tốc độ lỏng, gpm/ft^2 (gần đúng)

(7) Chiều cao HETP, inch

(8) Nguồn số liệu

(9) Tài liệu tham khảo

(10) Giải thích

Chuyển đổi đơn vị:

1 ft = 12 inch

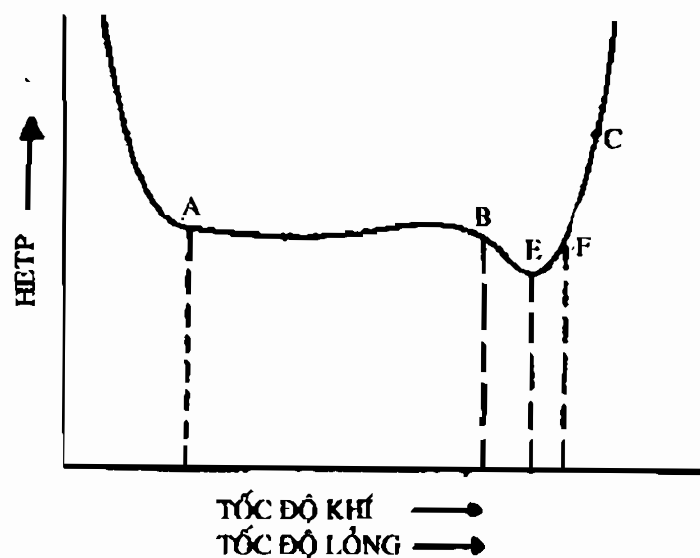
1 ft = 0,3048 m

1 inch = 0,0254 m

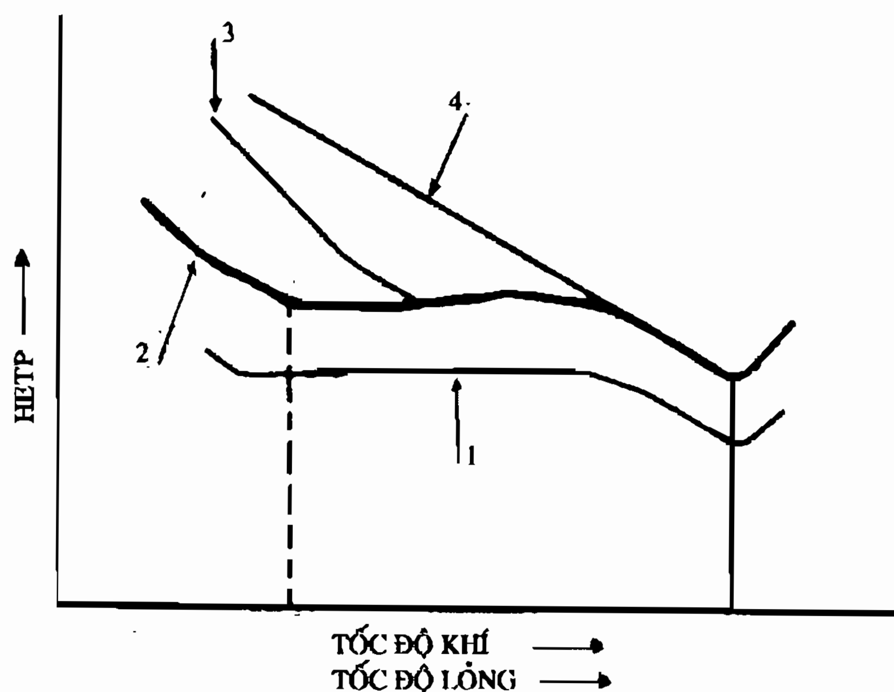
1 gpm/ft^2 = 0,68.10^{-3} m/s

Hệ dung dịch

- Hydrocarbons: hệ hydrocácbon
- Aqueous: hệ nước
- Organics: hệ các chất hữu cơ



(a)



(b)

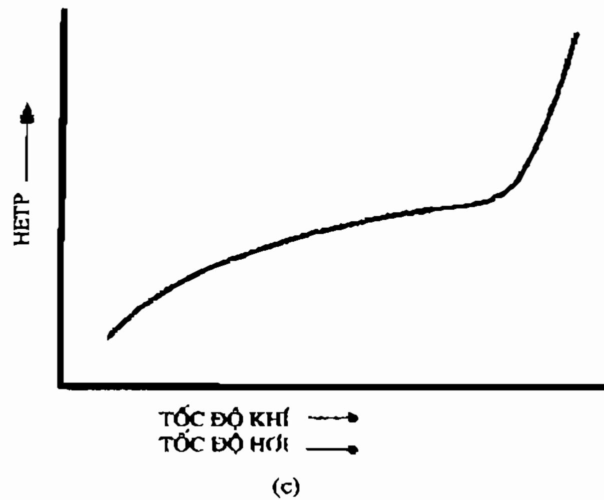
Hình 7.109. Các đặc trưng điển hình của hiệu suất của tháp loại đệm

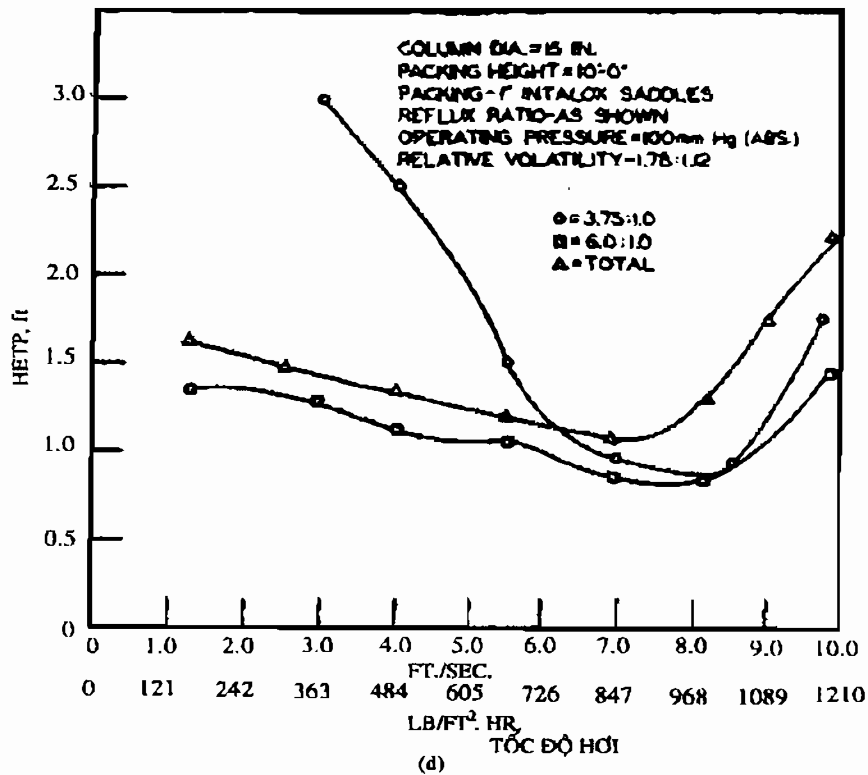
a. Các đặc trưng điển hình của hiệu suất của loại đệm đổ lộn xộn và của đại đa số đệm cấu trúc.

b. Ảnh hưởng của phân bố dòng lỏng đến các đặc trưng của hiệu suất đệm loại đổ lộn xộn và của đại đa số đệm cấu trúc.

1. Phân phối lỏng chất lượng cao *2. Phân phối lỏng tốt (chuẩn)*

3. Phân phối lỏng kém *4. Phân phối lỏng rất kém*





Hình 7.109. Các đặc trưng điển hình của hiệu suất của tháp loại đệm

c. Các đặc trưng điển hình của hiệu suất của đệm cấu trúc chế tạo bằng vải dệt từ các sợi nhỏ

d. Ví dụ về các đặc trưng của đệm loại đổ lộn xộn xác định bằng thực nghiệm

(khác với các đặc trưng trong phần a và c)

- *Đường kính tháp D_T = 15 inch*
- *Chiều cao lớp đệm Hp = 10 ft*
- *Đệm loại yên ngựa Intalox 1 inch*
- *Áp suất làm việc P = 100 mmHg*
- *Hệ số bay hơi tương đối α = 1,78 : 1,12*
- *Chỉ số hồi lưu R: ○ = 3,75 : 1,0 □ = 6,0 : 1,0 Δ = ∞*

Bảng 11.1. SỐ LIỆU THỰC NGHIỆM VỀ HIỆU SUẤT CỦA ĐỆM LOẠI ĐỔ LỘN XỘN

(1) Hệ (System)	*(2) Đường kính tháp D_T, in*	*(3) Chiều cao đệm H_P ft*	*(4) Áp suất (Pressure) mmg*	*(5) Chỉ số hồi lưu nội tháp*	*(6) Tốc độ lỏng gpm/ft^2 (gần đúng)*	*(7) HETP, in*	*(8) Nguồn số liệu*	*(9) Tài liệu tham khảo*	*(10) Giải thích*
Vòng 5/8 – in Pall* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,0 – 4,5	18	Norton	1	
Isooctane – toluene	15	10	Atm	6,0	1,7 – 4	16	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	3,8	2,0 – 4	13 – 16	Norton	1	1, 2
o – p xylenes	6	10	50 mmHg	∞	0,9 – 1,8	14 – 15	Glitsch	2	1, 2
Ethylbenzene – styrene	20	4.9	100 mmHg	∞	1,5 – 3	11 – 15	BASF	3 – 5	2
Ethylbenzene – styrene	31	6,5	100 mmHg	∞	1.7 – 3	8 – 13	BASF	3 - 5	2
Vòng 5/8 - in Pall* (M), hữu cơ									
Methanol – ethanol	20	4,9	Atm	∞	2,7 – 5	10 – 12	BASF	3,4	1, 2
Methanol – ethanol	31	6,6	Atm	∞	2,7 – 5	10 – 12	BASF	3,4	1, 2
Methanol – ethanol	6	3,3	Atm	∞	1,0 – 5	8	BASF	3,4	1
Vòng 5/8 - in Pall* (M), hữu cơ									
Acetone – Nước	15	9,5	Atm	1.0	1,5 – 3,5	16	Norton	6	3
Vòng 1 - in Pall* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	5	Atm	∞	1,0 – 8	16	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	1,3 – 7	17	Norton	1,7	1
Isooctane – toluene	15	20	Atm	∞	3 – 7	21 – 23	Norton	1	1
IsooctanE – toluene	15	5	Atm	6,0	3.5 – 6	11	Norton	1	1

Isooctane – toluene	15	10	Atm	6,0	1,1 – 6	13	Norton	1,8	1
Isooctane – toluene	15	20	Atm	6,0	3,5 – 6	13 – 18	Norton	1	2
Isooctane – toluene	15	10	Atm	3,8	2,2 – 6	12	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	∞	1,6 – 3,5	14	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	6,0	1,6 – 3,5	10 – 12	Norton	1,8	2
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	3,8	1,5 – 3	9 – 14	Norton	1	2
Benzene – toluene	15	10	Atm	∞	1,8 – 7	16 – 17	Norton	4	1
Benzene – toluene	15	5	Atm	∞	1,8 – 7	16 – 17	Norton	4	1
Benzene – toluene	15	10	Atm	6,0	1,3 – 7	14	Norton	8	1
Pentane – isopentane	18	9/7,6	Atm	0,9	7	18	Norton	6	4, 5
Naphtha nhẹ/naphtha nặng	15	10	100 mmHg	1,1	0,8 – 1,6	24 – 39	Norton	6	
Naphtha nhẹ/naphtha nặng	15	10	100 mmHg	0,6 – 0,8	0,7 – 1,7	17	Norton	6	
Cis – trans decalin	18	5	5 mmHg	∞	0,7 – 0,8	15 – 16	Birmingham U	9	
Cis – trans decalin	20	3.6	10 mmHg	∞	0,4 – 0,9	13 – 17	BASF	10	1, 2
Cis – trans decalin	18	5	10 mmHg	∞	0,8 – 1,6	12 – 15	Birmingham U	9	2
Cis – trans decalin	18	5	20 mmHg	∞	0,7 – 2,4	14 – 16	Birmingham U	9	1
Cis – trans decalin	18	5	40 mmHg	∞	1,0 – 2,7	14 – 15	Birmingham U	9	1
Cis – trans decalin	18	5	100 mmHg	∞	1,0 – 3,5	14	Birmingham U	9	1
Ethylbenzene – styrene	20	6,5	100 mmHg	∞	1,8 – 3,5	13 – 19	BASF	3 – 5	2
Ethylbenzene – styrene	31	6,5	100 mmHg	∞	1,6 – 3	11 – 17	BASF	3,5	2
Vòng 1– in Pall* (M). hữu cơ									
Methylethyl ketone – toluene	15	9,5	Atm	5,2	2,4 – 6	12 – 16	Norton	6	6
Methylethyl ketone – toluene	15	9,5	Atm	3.0	1,7 – 5	16	Norton	6	
1,1,1 Tricholoroethane – toluene	15	5	Atm	∞	3,5 – 6	16 – 17	Norton	8	1

Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	25 mmHg	∞	0,7 – 1,6	25	Bochum Uni	11	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	50 mmHg	∞	1,0 – 2,1	19	Bochum Uni	11	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	5	50 mmHg	∞	0,5 – 2,3	16	Bochum Uni	12	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	100 mmHg	∞	1,6 – 2,9	16	Bochum Uni	11	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	200 mmHg	∞	1,7 – 4	15	Bochum Uni	11	1
Methanol – ethanol	20	6,6	Atm	∞	2,7 – 5	13	BASF	3,4	1
Ethylene glycol – 1,2 Propylene glycol	20	3,6	10 mmHg	∞	0,2 – 0,5	20	BASF	10	1,2
Vòng 1– in Pall* (M), hữu cơ									
Acetone – Nước	18	15,5/12	Atm	0,6	1,5	14,5	Norton	6	3, 4
Acetone – Nước	15	9,5	Atm	1,0	1,6 – 4,5	17	Norton	6	3
Acetone – Nước	15	10	Atm	6,0	1,5 – 7	11	Norton	8	1, 3
Acetone – Nước	15	5	Atm	6,0	1,5 – 7	11 – 13	Norton	8	3
Methanol – Nước	15	9,5	Atm	1,2	1,2	26	Norton	6	7
Methanol – Nước	15	5	Atm	6,0	1,4 – 5	8	Norton	8	3
Ethanol – Nước	12	6,6	Atm	∞	–	8 – 10	Karlsrube Uni	13	
IPA – Nước	15	15	Atm	6,0	1,5 – 4,5	13	Norton	8	1, 3
Vòng 1½ – in Pall* (M), hydrocarbons									
Tháp tách êtan đoạn luyện	18	20	300 psia	0,42	~ 40 – 50	35	Norton	6	5
Tháp tách Prôpan đoạn luyện	23,4	16	270 psia	0,74	~ 20 – 25	38	Norton	6	5
Tháp tách Prôpan đoạn chưng	23,4	24	270 psia	0,74	~ 20 – 25	29	Norton	6	5
Tháp tách Butan đoạn luyện	19,5	12	90 psia	1,6	~ 5	29	Norton	6	
Tháp tách Butan đoạn chưng	19,5	18	90 psia	1,6	~ 5	24	Norton	6	
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	3,5 – 9	21	Norton	7,14	1

Ethylbenzene – styrene	20	6,6	100 mmHg	∞	1,8 – 3,5	16 – 19	BASF	3,4	1, 2, 8
Ethylbenzene – styrene	20	13,0	100 mmHg	∞	1,3 – 3,5	16 – 19	BASF	3	1, 8
Ethylbenzene – styrene	31	12,3	100 mmHg	∞	2,0 – 3,5	13 – 19	BASF	3	2, 8
Vòng 1½ – in Pall* (M), hữu cơ									
Menthones	22	32	Atm	14,3	~ 1	19	Norton	6	9
Chưng cất axit hắc ín	18	30	100 mmHg	16,6	3	19	Norton	6	9
Cresols	18	30	100 mmHg	2,0	~ 1,5	28	Norton	6	9
Phenol – orthocresol	18	30	100mmHg	15,7	3	19	Norton	6	
Chưng cất axit béo	30	40	37mmHg	1,5	~ 1	34	Norton	6	
DMPC, DMPC cresols/DBOC	18	30	20 mmHg	0.1 – 1	~ 2 – 4	19	Norton	6	9
Methanol/Ethanol	20	6,6	Atm	∞	2,0 – 5	15	BASF	3,4	1, 8
Vòng 1½ – in Pall* (M), Nước									
Acetone – Nước	15	9,5	Atm	1,0	3	18	Norton	6	3
Ethylene glycol – Nước	42	6/10	230 mmHg	0,6	0,6	36	Norton	6	3, 4
Vòng 2 – in Pall* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	5	Atm	∞	0,6 – 10	23 – 25	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	0,6 – 10	26 – 28	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,9 – 10	27 – 29	Norton	7,14	1
Isooctane – toluene	15	20	Atm	∞	1,5 – 10	30 – 32	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	24,0	2,7 – 9	27 – 29	Glitsch	15,16	1
Isooctane – toluene	15	5	Atm	6,0	0,4 – 9	18 – 21	Norton	1	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	6,0	0,7 – 9	21 – 24	Norton	1,8	1
Isooctane – toluene	15	20	Atm	6,0	2,1 – 8	23 – 24	Norton	1,8	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	3,8	1,4 – 8	19 – 25	Norton	1	2

Isooctane – toluene	15	20	Atm	3,8	2,0 – 7	23 – 25	Norton	1	1
Isooctane – toluene	24 – 42	5	Atm	–	–	24	Glitsch	17	
Isooctane – toluene	24 – 42	10	Atm	–	–	30	Glitsch	17	
Isooctane – toluene	24 – 42	20	Atm	–	–	32	Glitsch	17	
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	6,0	1,5 – 4	23 – 28	Norton	18	2
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	3,8	0,9 – 4	24 – 25	Norton	19	
Isooctane – toluene	24 – 42	5	100 mmHg	–	–	24	Glitsch	17	
Isooctane – toluene	24 – 42	10	100 mmHg	–	–	26	Glitsch	17	
Isooctane – toluene	24 – 42	20	100 mmHg	–	–	28	Glitsch	17	
Cyclohexane – n heptane	20	8	Atm	∞	2,2 – 11	25 – 28	Nutter	20	
Ethylbenzene – styrene	31	12,3	100 mmHg	∞	1,9 – 4	20 – 23	BASF	3	1, 2
Ethylbenzene – styrene	31	6,6	100 mmHg	∞	1,7 – 4	21	BASF	3,5	1
Ethylbenzene – styrene	20	4,4	100 mmHg	∞	0,5 – 3,5	20 – 21	BASF	3 – 5,21	1
Ethylbenzene – styrene	20	6,6	50 mmHg	∞	0,7 – 3	28	BASF	3 – 5,21	1
Ethylbenzene – styrene	24 – 42	10	100 mmHg	–	–	22	Glitsch	17	
Ethylbenzene – styrene	24 – 42	20	100 mmHg	–	–	26	Glitsch	17	
Cis – trans decalin	20	6,6	10 mmHg	∞	0,5 – 1,5	30 – 33	BASF	3,4	
Cis – trans decalin	20	4,4	10 mmHg	∞	0,5 – 1,5	20 – 21	BASF	10	
Para – ortho xylenes	24 – 42	10	100 mmHg	–	–	33	Glitsch	17	
ParA – ortho xylenes	24 – 42	10	50 mmHg	–	–	31	Glitsch	17	
Para – ortho xylenes	24 – 42	10	16 mmHg	–	–	28	Glitsch	17	
Tháp hấp thụ	36	23	865 psia	1,33	~ 20 – 25	34	Norton	6	5
Tháp tách dầu thô nhẹ (đoạn trên đỉnh)	36	17	157 psia	3.3	~ 8 – 10	30	Norton	6	

Tháp tách dầu thô nhẹ (đoạn dưới đáy)	48	17	157 psia	0,53	~25-30	34	Norton	6	10
Tháp tách êtan đoạn chưng	30	18	300 psia	0,24	~ 60 – 80	40	Norton	6	10
Tháp hấp thụ khí đốt	48	23	900 psia	1,28	~ 10 – 15	35	Norton	6	5
Vòng 2 – in Pall* (M), hữu cơ									
1,2 Propylene glycol – Ethylene glycol	20	4,4; 6,6	10 mmHg	∞	0,2 – 0,7	38	BASF	3 – 5,10,21	
Methanol – ethanol	20	4,4	Atm	∞	1,6 – 6	19 – 20	BASF	3 – 5,21	1
Methanol – ethanol	20	6,6	Atm	∞	1,6 – 6	20 – 21	BASF	3,4	1
Methanol – ethanol	20	13,0	Atm	∞	2,4 – 6	21	BASF	3	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	∞	0.9 – 2.4	30	Bochum Uni	12,22	1
Vòng 2 – in Pall* rings (M), Nước									
Acetone – Nước	24 – 42	5	Atm	–	–	18	Glitsch	17	
Acetone – Nước	24 – 42	10	Atm	–	–	20	Glitsch	17	
Methanol – Nước	24 – 42	10	Atm	–	–	21	Glitsch	17	
IPA – Nước	24 – 42	10	Atm	–	–	24	Glitsch	17	
Formic acid – Nước	36	18/17	Atm	4,2	~ 3 – 4	30	Norton	6	3, 4
Vòng 3½ – in Pall* (M), hydrocarbons									
Ethylbenzene – styrene	31	6,6	100mmHg	∞	0,5 – 4	29	BASF	3,21	1, 11
# 1 HY – PAK™ (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	24	1,2 – 7	19	Norton	18	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	3,8	2,3 – 7	17 – 18	Norton	18	1
# 1 HY – PAK™ (M), Nước									
H_2O – D_2O	12	9,8	100 mmHg	∞	0,7 – 1,6	19 – 20	AEC	23	12, 13

$H_2O - D_2O$	12	9.8	200 mmHg	∞	1,0 – 1,9	19	AEC	23	12, 13
$H_2O - D_2O$	12	9.8	350 mmHg	∞	1,1 – 1,7	19	AEC	23	12, 13
# 2 HY – PAK™ (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	24	2.7 – 9	31 – 33	Glitsch	15,16	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	3,8	0,8 – 10	24 – 26	Norton	24	
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	24	1,1 – 5	24 – 29	Norton	18	
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	6	1,1 – 4.5	24 – 29	Norton	18	
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	3,8	0,4 – 4	23 – 26	Norton	19	
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	3,8	1,0 – 4	24 – 29	Norton	18	
# 25 IMTP* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2.0 – 8	17	Norton	7.14	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,5 – 9	15	Norton	25	1
Cis – trans decalin	18	5	20 mmHg	∞	0,9 – 2,6	15 – 16	Birmingham U	9	1
Cis – trans decalin	18	5	40 mmHg	∞	1.5-3	15	Birmingham U	9	1
Cis – trans decalin	18	5	80 mmHg	∞	0,7 – 4	14 – 15	Birmingham U	9	1
Ethylbenzene – styrene, đoạn chưng	294	24 Ft, 3 lớp đệm	190 mmHg	8 – 10	3,5	19	Chevron	26	14, 15
Isobutane – (1 – butene, 2 – butene, n-butane)		27 – 30 Ft 6 lớp đệm	83/86*psia	>8,0*	-	(16 – 18)*	Norton	27	16, 17
# 25 IMTP* (M), hữu cơ									
Cyclohexane – Cyclohexanol	15	10	70 mmHg	∞	~ 2 – 8	19 – 21	Norton	28	
# 25 IMTP* (M), Nước									
Methanol – Nước	15	10	Atm	∞	3,5 – 4,5	15 – 17	Norton	29	18A, 19
	15	10	Atm	∞	3,0 – 4	22 – 25	Norton	29	18B, 19

	15	10	Atm	3 – 3,5	2,5 – 2.6	18 – 21	Norton	29	18C
	15	10	Atm	2	2,2	24 – 25	Norton	29	18D
	15	10	Atm	1	2.0	10	Norton	29	18E
	15	10	Atm	1	1.7 – 1,8	29 – 33	Norton	29	18F
	15	10	Atm	0,55	1,2	41 – 44	Norton	29	18F
	15	10	Atm	0,27	0,7	68 – 92	Norton	29	18F
Nước – DMF	15	10	Atm	∞	1,8	36 – 38	Norton	29	20A
	15	10	Atm	4,3	1,5	31 – 34	Norton	29	20A
	15	10	Atm	0,7 – 2,3	0,8 – 1,3	27 – 30	Norton	29	20B
	15	10	Atm	0,5	0,6	25	Norton	29	20C
# 40 IMTP* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,5 – 9	21	Norton	7,14	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	3,5 – 10	18	Norton	25	1
Ethylbenzene – styrene	15	10	50 mmHg	∞	1,0 – 3,5	17 – 18	Norton	30	1
Ethylbenzene – styrene	36	31	50 mmHg	∞	1,0 – 3,0	18	Norton	30	1
Ethylbenzene – styrene	354	31	50 mmHg	8 – 10	1.7	21	Chevron	31	1
# 50 IMTP* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	3,5 – 11	25	Norton	7,14	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,7 – 11	25 – 27	Norton	25,31	1
Cyclohexane – n heptane	15	10	Atm	∞	2,2 – 12	27 – 29	Norton	26	15
# 70 IMTP* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,7 – 12	37	Norton	25	1
# 0 CMR* (M), hydrocarbons									
o – p xylenes	6	10	50 mmHg	∞	0,7 – 1,4	12 – 13	Glitsch	2	1

# 1 CMR* (M), hydrocarbons									
o – p xylenes	6	10	50 mmHg	∞	1.0-2.5	14 – 16	Glitsch	2	1,2
p – m xylenes	9	4,9	50 mmHg	∞	0.3-2.3	13 – 17	Bochum Uni	12	
# 1 CMR* (M), Nước									
$D_2O - H_2O$	12	9,8	50 mmHg	∞	0,7 – 1,2	15 – 18	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	12,20	9,8	100 mmHg	∞	0,6 – 1,5	15 – 17	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	30	9,8	100 mmHg	∞	0,3 – 0,6	17 – 18	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	12	9,8	200 mmHg	∞	0,7 – 1,7	16 – 17	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	20	9,8	200 mmHg	∞	0,8 – 1,6	16 – 17	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	30	9,8	200 mmHg	∞	0.,7 – 0,8	17 – 18	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	12	9,8	350 mmHg	∞	0,7 – 1,4	17 – 18	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	20	9,8	350 mmHg	∞	0,7 – 1,5	17	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	30	9,8	350 mmHg	∞	0,6	18	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	12	9,8	500 mmHg	∞	0,7 – 3	16 – 18	AEC	23	12, 13
# 1.5 CMR* (M), hydrocarbons									
p – m xylenes	9	4,9	50 mmHg	∞	0,6 – 2,7	15 – 20	Bochum Uni	12	1
# 1.5 CMR* (M), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	5	50 mmHg	∞	0,5 – 2,7	19	Bochum Uni	12	1
# 2 CMR* (M), hydrocarbons									
Ethylbenzene – styrene	15	–	50 mmHg	–	–	18 – 24	Glitsch	15,16	2
# 2 CMR* (M), Nước									
$D_2O - H_2O$	12	9,8	100 mmHg	∞	0,7 – 1,5	20 – 22	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	12	9,8	200 mmHg	∞	1,0 – 1,6	20 – 22	AEC	23	12, 13
$D_2O - H_2O$	12	9,8	350 mmHg	∞	1,0 – 1,7	20 – 21	AEC	23	12, 13

# 3 CMR* (M), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	24	2,7v9	27	Glitsch	15,16	1
Vòng # 2 Nutter rings ™ (M), hydrocarbons									
Cyclohexane – n heptane	20	8	Atm	∞	1,3 – 11	24 – 26	Mitsui	20,32	1
Cyclohexane – n heptane	48	14	260 mmHg	∞	1,2 – 6	28 – 30	FRI	20,32	1
Cyclohexane – n heptane	48	14	24 psia	∞	2,5 – 12	23 – 25	FRI	20	1
Vòng 2-in Hiflow* hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	∞	0,4 – 2,3	30	Bochum Uni	22	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	20	0,4 – 2,0	30	Bochum Uni	12	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	5,7	0,4 – 1,8	30	Bochum Uni	12	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	2,4	0,3 – 1,4	30	Bochum Uni	12	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	1,0	0,2 – 1,0	25	Bochum Uni	12	
#1 Chempak™/#1 Levapak™ (M), hydrocarbons									
Cis – trans decalin	18	5	20 mmHg	∞	1,0 – 2,2	16 – 17	Birmingham U	9	1
Cis – trans decalin	18	5	40 mmHg	∞	0,7 – 2,8	16 – 17	Birmingham U	9	1
Cis – trans decalin	18	5	80 mmHg	∞	0,8 – 3,5	16 – 17	Birmingham U	9	1
Isooctane – toluene	14	5	Atm	∞	1,2 – 6	12 – 13	Leva	32a	
#2 Chempak™/#2 Levapak™ (M), hydrocarbons									
Isooctane-toluene	14	5	Atm	∞	0,8 – 6	17 – 18	Leva	32a	
2 – in Jaeger Tri – Packs* (M), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	∞	0,4 – 2,4	28	Bochum Uni	12,22	1
Vòng 1– in Pall* rings (C), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	∞	0,4 – 1,8	10 – 20	Bochum Uni	33	2
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	5	1,0	21	Bochum Uni	33	

Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	3,3	0.9	20	Bochum Uni	33	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	2,6	0.9	20	Bochum Uni	33	
Vòng 2 – in Pall* rings (C), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	0.9-2.7	26	Bochum Uni	12,33	1
Yên ngựa 1 – in Intalox* (C), hydrocarbons									
Naphtha nhẹ / naphtha nặng	15	10	100 mmHg	0,7 – 0,8	0,5 – 1,0	28 – 32	Norton	6	
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	1,8 – 6	17	Norton	7,14	1
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	0,8 – 6	16 – 19	Norton	1	
Isooctane – toluene	15	10	Atm	6,0	1,2 – 5	14 – 18	Norton	1	2
Isooctane – toluene	15	10	Atm	3,8	2,0 – 5	10 – 16	Norton	1	2
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	∞	0,8 – 2,7	13 – 18	Norton	1	2
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	6,0	0,4 – 2.6	10 – 16	Norton	1	2
Isooctane – toluene	15	10	100 mmHg	3,8	1,2 – 2,4	11 – 24	Norton	1	2
Yên ngựa 1 – in Intalox* (C), hữu cơ									
Methylethyl ketone – toluene	15	9,5	Atm	5,1	1,2 – 4	8 – 11	Norton	6	6
Methylethyl ketone – toluene	15	9,5	Atm	3 – 3,5	1,1 – 3,5	11 – 12	Norton	6	
$CH_3Cl/CH_2Cl_2/CHCl_3/CCl_4$	19	68	Atm	0,44	9	18	Norton	6	5
Phân đoạn Methylene nhẹ	18	44	Atm	0,42	10	18	Norton	6	5
Benzene – chlorobenzene	15	9,5	Atm	1,0	0,8	44	Norton	6	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	∞	0,6 – 1,8	12 – 19	Bochum Uni	33	2
Yên ngựa 1 – in Intalox* (C), Nước									
Acetone – Nước	14	10,5/2,5	Atm	3,1	1,2	18	Norton	6	3, 4
Acetone – Nước	15	9,5	Atm	1,0	1,6 – 3	19 – 22	Norton	6	3
Methanol – Nước	12	18/9	Atm	3,0	2,5	18	Norton	6	3, 4

Ethanol – Nước	12	6.6	Atm	∞	–	12	Karlsruhe Uni	13	1
IPA – Nước	18	5/6	Atm	0,6	1,0	19	Norton	6	4, 7
Yên ngựa 1½ – in Intalox* (C), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,4 – 7	22 – 23	Norton	7,14	1
Yên ngựa 1½ – in Intalox* (C), hữu cơ									
Methylfuran – methyl tetrahydrofuran	24	24/24	Atm	7,6	4,5	21	Norton	6	4
Benzoic acid – toluene	24	6/15	Atm	0,5	3,0	18	Norton	6	4, 10
Benzene – chlorobenzene	15	9,5	Atm	1,0 – 2.0	1,6 – 2,5	36 – 46	Norton	6	6
Benzene – chlorobenzene	72	18/14	100 mmHg	1,0	2,5	42	Norton	6	4, 6
Tháp lấy Methylene sản phẩm	25	45	Atm	7,8	~ 8 – 10	18	Norton	6	
Tháp lấy Chloroform sản phẩm	22	90	Atm	cao	~ 6 – 7	18	Norton	6	
Yên ngựa 1½ – in Intalox* (C), nước									
Furfural – Nước	20	6/12	Atm	1.3	~ 1,5	24	Norton	6	4, 7
Methyl isobutyl ketone, cất bằng hơi nước	42	14/14	Atm	0.078	12	48	Norton	6	4, 10
Yên ngựa 2 – in Intalox* (C), hydrocarbons									
Isooctane – toluene	15	10	Atm	∞	2,9 – 9	29 – 31	Norton	7,14	1
Yên ngựa 2 – in Intalox* (C), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	1,3 – 2,3	16 – 34	Bochum Uni	12	2
Yên ngựa 2 – in Intalox* (C), Nước									
Acetone – Nước	15	9,5	Atm	1,0	1,6	21	Norton	6	
Dầu Tall – Hơi	144/96	18/36	Atm	0,020	~ 8	30	Norton	6	3, 4, 10

Vòng 20 – mm Hiflow* (C), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	∞	0,5 – 1,6	11 – 13	Bochum Uni	33	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	10	1,3	12	Bochum Uni	33	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	5	0,6 – 1,2	12 – 13	Bochum Uni	33	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	4	0,6	13	Bochum Uni	33	
Vòng 35 – mm Hiflow* (C), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,8	50 mmHg	∞	0,5 – 2,4	25	Bochum Uni	33	1
Vòng 50 – mm Hiflow* (C), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	0,9 – 2,7	27 – 28	Bochum Uni	12	1
Vòng 1 – in Pall* (P), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	0,6 – 2,1	16	Bochum Uni	12	1
Vòng 1 – in Pall* (P), Nước									
$D_2O - H_2O$	12	10			< 0,3	31	AEC	23	13
$D_2O - H_2O$	72	~ 31,5 ft			< 0,3	47	AEC	23	13, 21
		6 lớp đệm							
Vòng 1 – in Hiflow* (P), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	0,5 – 2,6	14 – 16	Bochum Uni	12	1
Vòng 2 – in Hiflow* (P), hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	0,6 – 2,6	26	Bochum Uni	12	1
Vòng 1 – in Nor – Pac*, hữu cơ									
Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	25 mmHg	∞	1,4 – 2,3	27	Bochum Uni	11,34	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	50 mmHg	∞	1,1 – 3	26	Bochum Uni	11,34	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	100 mmHg	∞	1,6 – 4	25	Bochum Uni	11,34	1

Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	200 mmHg	∞	1,3 – 5	24	Bochum Uni	11,34	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	6	5,6	400 mmHg	∞	2,0 – 5	23	Bochum Uni	11,34	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	25 mmHg	∞	0,7 – 1.8	28	Bochum Uni	11	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	0,9 – 2,7	26 – 27	Bochum Uni	11	1
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	100 mmHg	∞	1,4 – 2,7	25	Bochum Uni	11	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	4,9	50 mmHg	∞	0,5 – 2,7	20	Bochum Uni	34	1

7.14.2. Đệm cấu trúc

7.14.2.1. Đồ thị thực nghiệm về hiệu suất của đệm cấu trúc

Các đồ thị trên hình từ 7.110 đến 7.119 và bảng 11.2 bao gồm các số liệu thực nghiệm về hiệu suất đệm cấu trúc đã được công bố. Dưới đây sẽ trình bày thủ tục thường được sử dụng để có thể ứng dụng được các số liệu này. Trong phần sau đó, sẽ có phần giải thích cho các nhận xét ở cột cuối cùng bên phải của bảng 11.2.

Khác với các loại đệm đổ lộn xộn, chiều cao tương đương với một đĩa lý thuyết HETP của đệm cấu trúc thường sẽ tăng lên khi tải trọng lỏng và tải trọng hơi trong tháp tăng lên (hình 7.109c). Chiều cao HETP ở đây được xác định tại chỉ số hồi lưu (L/V) không đổi và thông thường tại chế độ hồi lưu toàn phần, vì vậy tải trọng lỏng và tải trọng hơi sẽ đồng thời cùng tăng hoặc cùng giảm. Ở chế độ làm việc này sẽ rất khó khẳng định chiều cao HETP tăng là do tải trọng lỏng tăng hay là do tải trọng hơi tăng. Trong thực tế, thường giả thiết là sự tăng hay giảm của chiều cao HETP chủ yếu là do dòng lỏng quyết định.

Khi tiến hành chuyển quy mô, người thiết kế phải xem xét xem hiệu ứng tải trọng (ảnh hưởng của tải trọng đến chiều cao HETP) liên quan đến pha lỏng hay pha hơi, hoặc là chọn pha có nhiều ảnh hưởng hơn trong hai pha này. Khi thiết kế thường xét đệm cấu trúc Koch – Sulzer BX và thiết kế ở điều kiện yếu tố C (yếu tố năng suất theo pha hơi) bằng 0,06 m/s (~0,2 ft/s) và tốc độ dòng lỏng bằng 0,01 m/s (~15 gpm/ft^2). Từ hình 7.111a cho loại đệm cấu trúc Koch – Sulzer chiều cao HETP nằm trong khoảng (4–7) inch với giả thiết hiệu ứng tải trọng là do pha hơi quyết định. Trong khi đó, từ hình 7.111b cũng cho loại đệm trên chiều cao HETP lại nằm trong khoảng (12 – 18) inch và ở đây giả thiết hiệu ứng tải trọng lại liên quan đến dòng lỏng. Trong thực tế, đã có trường hợp khi người thiết kế cho rằng hiệu ứng tải trọng là do pha hơi quyết định nên đã chọn chiều cao HETP trong khoảng (4 – 7) inch và kết quả là tháp thiết kế xong đã không đạt được mức độ tách cần thiết.

Để cung cấp đầy đủ các thông tin cần thiết cho người thiết kế, trên các hình từ 7.110 đến 7.119 đã biểu diễn sự phụ thuộc của chiều cao HETP vào cả tải trọng của pha lỏng và pha hơi. Tải trọng của pha lỏng đo bằng đơn vị gpm/ft^2 và tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp rỗng. Trong khi đó, tải trọng của pha hơi được biểu diễn qua yếu tố C (C_s, m/s (ft/s)) và được tính theo công thức (7.4):

$$C_s = U_s.\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}$$

Ở đây: C_S – chính là tốc độ của pha hơi tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp rỗng đã được hiệu chính theo khối lượng riêng của pha lỏng và pha hơi;

U_S – tốc độ của pha hơi tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp rỗng, m/s (ft/s);

ρ_G, ρ_L – khối lượng riêng của pha khí và pha lỏng.

7.14.2.2. Thủ tục nội suy

Thủ tục trình bày dưới đây được dựa trên tiên đề sau: kkhi các số liệu dùng để nội suy nhìn chung là hoàn toàn đáng tin cậy thì rất ít khi phép ngoại suy được sử dụng. Như vậy, tốt nhất nên tránh phép ngoại suy. Trong trường hợp không tránh được, phép ngoại suy phải được thực hiện chặt chẽ và rất thận trọng.

Thủ tục nội suy nên thực hiện theo các bước sau:

1. Xem xét kỹ các điều kiện và các yếu tố ảnh hưởng để đi đến quyết định chọn loại đệm (đệm đổ lộn xộn hay đệm cấu trúc), cũng như các yếu tố ảnh hưởng đến chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP. Phải khẳng định được các điều kiện nào quyết định sự tương tự giữa hệ đang xét với một hệ có các số liệu thực nghiệm trên các đồ thị dùng để nội suy hiệu suất của đệm.

2. Xem xét các số liệu cho loại đệm đang quan tâm. Kiểm tra xem cho loại đệm trên liệu có đủ các số liệu cho hệ tương tự với hệ đang xét hay không. Nếu như có điều kiện này chuyển sang bước 3. Nếu không có chuyển sang bước 7.

3. Bằng cách sử dụng các tải trọng lỏng và tải trọng hơi trong phần thiết kế hãy đọc các giá trị của chiều cao HETP thực nghiệm từ các phần a và b của các đồ thị của loại đệm liên quan. Hãy chọn lấy giá trị thận trọng (an toàn) hơn trong số các giá trị đã đọc được. Nếu để có các số liệu thử nghiệm về chiều cao HETP phải dùng đến phép ngoại suy thì các giá trị này có thể sẽ không đáng tin cậy. Nếu như phải sử dụng phép ngoại suy nhiều lần, thì tốt nhất nên kết thúc phần tính toán (chuyển sang bước 7).

4. Hãy xem xét các số liệu cho loại đệm đang quan tâm và cho các loại đệm tương tự (sử dụng các hình từ 7.110 đến 7.119 và bảng 11.2). Hãy đặc biệt chú ý đến ảnh hưởng của đường kính tháp và chiều cao của lớp đệm cũng như ảnh hưởng của bản chất hóa lý của hệ đến hiệu suất của đệm. Ngoài ra, cũng cần phải xem xét xem có sự phụ thuộc khác thường nào của chiều cao HETP vào tốc độ của dòng lỏng và dòng hơi, hoặc xem có hành vi bất thường nào của chiều cao HETP hay không? Tất cả những hiệu ứng này (nếu như xuất hiện) cần phải được tính đến khi thiết kế. Ở đây cần phải có xem xét, sự cân nhắc nhưng để tăng độ an toàn nên chọn quan điểm thận trọng khi thiết kế.

5. Xem kỹ lại thủ tục chuyển quy mô cho tháp đệm và hãy sử dụng các chỉ dẫn của thủ tục này để tiến hành chuyển quy mô của chiều cao HETP từ các số liệu của tháp thử nghiệm sang chiều cao HETP của tháp thiết kế. Khi chuyển quy mô phải chú ý đến ảnh hưởng của đường kính tháp, của chiều cao lớp đệm và của mức độ thấm ướt đệm đến chiều cao HETP. Ở đây cũng cần phải có sự cân nhắc và suy xét. Cũng cần phải xem xét lại nguồn gốc của các số liệu thực nghiệm, nhằm kiểm tra lại xem điều kiện phân phối các dòng, sự phân tán các số liệu thực nghiệm hoặc quy trình thử nghiệm đệm có ảnh hưởng đến các số liệu này hay không.

6. Hãy kiểm tra lại xem liệu khi thiết kế có vi phạm các tiêu chuẩn về chọn các loại đệm hay không. Nếu không, phần tính toán được hoàn thành tại đây. Bước 7 được bỏ qua.

7. Nếu như như phải chuyển đến bước này, các kết quả nội suy các số liệu thực nghiệm trong phần này sẽ không đáp ứng được các yêu cầu của bài toán. Hãy kiểm tra xem liệu có các kho số liệu độc quyền hoặc là có số liệu của các nhà cung cấp đệm, đã bị người thiết kế bỏ qua hay không. Nếu như người thiết kế không thể nhận được các số liệu này, thì hãy xét đến khả năng sử dụng loại đệm thay thế khác, nếu như cho loại đệm này có các số liệu tin cậy về chiều cao HETP dùng để nội suy một cách chắc chắn cho hệ đang xem xét.

Giải thích các con số trong bảng 11.2, (cột 10)

1: Tại 75% của điểm sặc.

2: Vật liệu là đồng thau đã được ôxy hóa bằng phương pháp hóa học.

3: AEC – viết tắt của "Atomic Energy of Canada".

4: Yếu tố C lấy giá trị khoảng 0,2 ft/s (~0,06 m/s).

5: EG – viết tắt của "Ethylene Glycol".

DEG – viết tắt "Diethylene Glycol".

TEG – viết tắt "Triethylene Glycol".

6: Ở đâu có hai giá trị trong cột chiều cao của lớp đệm thì giá trị thứ nhất là chiều cao của lớp đệm trong đoạn luyện, còn số thứ hai là chiều cao của lớp đệm trong đoạn chưng.

7: Chỉ số hồi lưu trong khoảng từ 1,0 đến 1,5.

8: Độ tinh khiết cao (> 99%) của cả hai sản phẩm đỉnh và sản phẩm đáy.

9: Áp suất ở đây là ở đáy tháp.

10: Giá trị chiều cao của lớp đệm ở đây là giá trị chiều cao tổng cộng của toàn bộ các lớp đệm trong tháp –do nguồn số liệu đưa ra. Chắc chắn trong trường hợp này sẽ có vài lớp đệm.

11: DEA – viết tắt của "Diethanol Amine"

TEA – viết tắt của "Triethanol Amine"

12: Thấm ướt dưới mức bình thường?

13: Bộ phân phối dòng không được sử dụng, nhưng theo tài liệu nguồn, khi có sử dụng bộ phân phối dòng, hiệu suất của đệm đo được cũng như nhau.

14: Số liệu nhận được cho loại đệm có bề mặt riêng cao (> 600 ft^2/ft^3 ~ (2000 m^2/m^3)) kiểu Goodloe. Số liệu này không phải cho loại đệm Goodloe chuẩn. Vật liệu chế tạo đệm là đồng đỏ – đồng thau.

15: Số liệu cho đệm loại Flexipac.

16: Yếu tố C bằng khoảng 0,3 ft/s (~ 0,09 m/s).

17: Vùng nồng độ: từ 10% methanol ở dưới đáy tháp đến 98% methanol ở trên đỉnh tháp.

18: Nồng độ nước từ 60 đến 99,5 %. Đệm bằng thép không gỉ.

19: Đây là hệ trao đổi đồng vị, chứ không phải là hệ chưng cất thực sự. Quá trình tách ở đây là một phần của quá trình tách khí và được thực hiện tại tỷ số dòng mol của lỏng và của khí L/V = 0,5.

20: Đoạn tháp dùng để rửa Naphtha trong thiết bị tách phân đoạn chính dùng để tách hỗn hợp lỏng sau phản ứng cracking xúc tác.

21: Có ba lớp đệm ở trong đoạn tháp ở phía dưới đĩa tiếp liệu.

22. Áp suất ở đây là giá trị trung bình trong đoạn này của tháp.

23: Tháp tách phân đoạn dầu thô ở áp suất khí quyển. Đoạn tháp tách phân đoạn Naptha/dầu nhiên liệu nhẹ (LFO).

24: Tháp tách phân đoạn dầu thô ở áp suất khí quyển. Đoạn tháp tách phân đoạn kerosene/khí dầu (gas oil).

25: Tháp tách phân đoạn dầu thô ở áp suất khí quyển. Đoạn tháp tách phân đoạn naptha/ kerosene.

26: Tháp tách phân đoạn dầu thô ở áp suất khí quyển. Đoạn tháp tách phân đoạn khí dầu/ cặn đáy tháp.

27: Tháp tách phân đoạn dầu thô ở áp suất khí quyển. Đoạn tháp tách phân đoạn dầu nhiên liệu nhẹ (LFO)/dầu khí áp suất khí quyển (AGO).

28: Tháp tách phân đoạn dầu thô ở áp suất khí quyển. Đoạn chưng.

29: Dựa trên kết quả phân tích các số liệu của viện FRI do hãng Norton thực hiện.

30: ITdC – viết tắt của "Instituto Technologico de Celaya", Mexico.

31: Phân bố dòng kém? So sánh với hình 7.109b.

BẢNG 11.2. SỐ LIỆU THỰC NGHIỆM VỀ HIỆU SUẤT CỦA ĐỆM CẤU TRÚC

(1) Hệ (System)	*(2) Đường kính tháp D_C, in*	*(3) Chiều cao lớp đệm, ft*	*(4) Áp suất (Pressure), mmHg*	*(5) Hình số*	*(6) Đường cong Số*	*(7) HETP, in*	*(8) Nguồn gốc của số liệu*	*(9) Tài liệu tham khảo*	*(10) Giải thích*
Koch – Sulzer* CY – đệm cấu trúc bằng vải dệt từ sợi kim loại									
Chlorobenzene – ethylbenzene	20,40	5 – 10	300	7.110	1		Sulzer	35	
Chlorobenzene – ethylbenzene	20,40	5 – 10	100	7.110	2		Sulzer	35	
Chlorobenzene – ethylbenzene	20,40	5 – 10	50	7.110	3		Sulzer	35	
Chlorobenzene – ethylbenzene	20,40	5 – 10	20	7.110	4		Sulzer	35	
Chlorobenzene – ethylbenzene	3 – 40	5 – 10	20 – 300	–	–	3,2 – 4,5	Sulzer	35	1
Nước – D_2O	10	20	120	7.110	5		Sulzer	36	
Nước – D_2O	12	10	100	7.110	6		AEC	23	2, 3
Nước – D_2O	12	10	200	7.110	7		AEC	23	2, 3
Nước – D_2O	12	10	300	7.110	8		AEC	23	2, 3
Koch-Sulzer BX* – đệm cấu trúc bằng vải dệt từ sợi kim loại									
Ortho – para xylenes	10,40	8,5	Atm	7.111	1		FRI	37	
Ortho – para xylenes	3,10,40	3 – 8,5	300	7.111	2		FRI	37	
Ortho – para xylenes	3,10,40	3 – 8,5	100	7.111	3		FRI	37	
Ortho – para xylenes	3,10,40	3 – 8,5	16	7.111	4		FRI	37	
Cis – trans decalin	20,40	6 – 10	100	7.111	5		Sulzer	35	
Cis – trans decalin	2.5,4,10,20,40	3 – 10	50	7.111	6		Sulzer	35,38,39	
Cis – trans decalin	4,20,100	7 – 10	20	7.111	7		Sulzer	35,39,40	
Cis-trans decalin	3 – 40	–	7 – 100	–	–	6 – 8	Sulzer	39	4

Cis – trans decalin	40	13,5	38	–	–	10,8	Sulzer	41	4
Ethylbenzen – styrene	20	6,5	100	7.111	8		BASF	3,21	
Ethylbenzen – styrene	20	6,5	50	7.111	9		BASF	3,21	
n – Heptane – cyclohexane	18	10	3040	7.111	10		SRP	42	
n – Heptane – cyclohexane	18	10	Atm	7.111	11		SRP	42	
Chlorobenzene – ethylbenzene	8,5	4,5	50	7.111	12		Bochum Uni	12	
Methanol – ethanol	20	6,5	Atm	7.111	13		BASF	3,21	
1,2 Propylen glycol – EG	20	6,5	10	7.111	14		BASF	3,21	
Koch – Sulzer BX* – đệm cấu trúc bằng vải dệt từ sợi kim loại									
EG – DEG	4	5	50	7.111	15		Koch	38	5
EG – DEG	–	–	100	7.111	16		Glitsch	43	5
DEG/TEG	4	7,5/7,5	14 – 17	–	–	9,2	Koch	39	4 – 8
DEG/TEG	66	3,3/5,5	24	–	–	9,4	Koch	39	4 – 9
Ortho cresoll/2,6 xylenol	–	47	–	–	–	7,6	Koch	39	8, 10
DEA/TEA tháp sản phẩm	4	7,5	–	–	–	8,2	Koch	39	4, 11
DEA/TEA tháp sản phẩm	48	8,5	15,5-18	–	–	10,4	Koch	39	4, 11
DEA/TEA tháp sản phẩm	4	7,5	–	–	–	8,4	Koch	39	4, 11
DEA/TEA tháp sản phẩm	30	8	3,5 – 6	–	–	11,0	Koch	39	4, 11
Methanol – Nước	6	5	Atm	7.111	17	–	Arkansas U	44	12
Goodloe* – đệm cấu trúc bằng vải dệt từ sợi kim loại									
Ortho – para xylenes	12	20	100	7.112	1		Glitsch	45	
Ortho-para xylenes	6	10	50	7.112	2		Glitsch	2	
n – Heptane – Methylcyclohexane	4	–	Atm	7.112	3		Imperial Oil	46	13

Benzene – EDC	3	3	Atm	7.112	4		Tháp đệm	47,48	13
Benzene – EDC	4	3	Atm	7.112	5		Tháp đệm	47	13
Nước – D_2O	24	10	300	7.112	6		Glitsch	45	14
Nước – D_2O	12,20	10	100	7.112	7		AEC	23	2
Nước – D_2O	12	10	200	7.112	8		AEC	23	2
Nước – D_2O	12	10	300	7.112	9		AEC	23	2
Montz A3-500™ – đệm cấu trúc bằng vải dệt từ sợi kim loại									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	5	50	–	–	4 – 7	Bochum Uni	50	
Đệm cấu trúc Montz B1-300 ™									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	5	100	7.118	1		Bochum Uni	12	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	5	50	7.118	2		Bochum Uni	12,50	
Chlorobenzene-ethylbenzene	9	5	25	7.118	3		Bochum Uni	12	
Đệm cấu trúc Montz B1-200 ™									
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	5	50	7.118	4		Bochum Uni	50	
Đệm cấu trúc Max – Pak™									
n – Heptane – cyclohexane	18	10	3100	7.119	1		SRP	64	
n – Heptane – cyclohexane	18	10	1240	7.119	2		SRP	64	
n – Heptane – cyclohexane	18	10	250	7.119	3		SRP	64	
Đệm cấu trúc Gempack 4A									
Para – ortho xylenes	6	10 – 21	100, Atm	7 115a	1		Glitsch	43	
Para – ortho xylenes	–	–	50 – 100	7.115	2		Glitsch	58	
Para – ortho xylenes	6	10	50	7.115	3		Glitsch	2	
Ethylbenzene – styrene	–	10 – 20	50	7.115	4		Glitsch	59	
EG – DEG	6	–	100	7.115	5		Glitsch	43	5
Acetone – Nước	6	–	Atm	7.115	6		Glitsch	43	

Đệm cấu trúc Gempack™ 3A									
Para – ortho xylenes	6	10 – 21	100, Atm	7.115a	7		Glitsch	43	
Para – ortho xylenes	–	–	50 – 100	7.115	8		Glitsch	58	
Para – ortho xylenes	6	10	50	7.115	9		Glitsch	2	
Ethylbenzene – styrene	–	10 – 20	50	7.115	10		Glitsch	59	
Đệm cấu trúc Gempack™ 2A									
Para – ortho xylenes	6	10 – 21	100, Atm	7.116a	1		Glitsch	43	
Para – ortho xylenes	–	–	50 – 100	7.116	2		Glitsch	58	
Ethylbenzene – styrene	–	10 – 20	50	7.116	3		Glitsch	59	
Ethylbenzene – styrene	156	34/94	119	–	–	17	Glitsch	60	6, 21
n – Heptane – cyclohexane	18	10,5	3100	7.116	4		SRP	42	
n – Heptane – cyclohexane	10	14,5	Atm	7.116	5		ITdC	61a	30, 31
Methanol – ethanol	10	14,5	Atm	7.116	6		ITdC	61a	30, 31
Naphtha thô/Dầu nhiên liệu nhẹ	174	6,5	1550	–	–	19,5	Glitsch	61	22, 23
Đệm cấu trúc Gempack* 2AT									
Para – Meta xylenes	9	5	50	7.116	7		Bochum Uni	12	
n – Heptane – cyclohexane	18	10,5	3100	7.116	8		SRP	42	
Chlorobenzene – ethylbenzene	9	5	50	7.116	9		Bochum Uni	12	
Đệm cấu trúc Gempack* 1.5A									
Para – ortho xylenes	–	–	50 – 100	7.115	11		Glitsch	58	
Kerosene thô/GO	156	6,5	1180	–	–	25,5	Glitsch	61	22, 24
Naphta thô/kerosene	156	12	1125	–	–	28,8	Glitsch	61	22, 25
Đệm cấu trúc Gempack* 1A									
Para – ortho xylenes	6	10 – 21	100, Atm	7.115a	12		Glitsch	43	

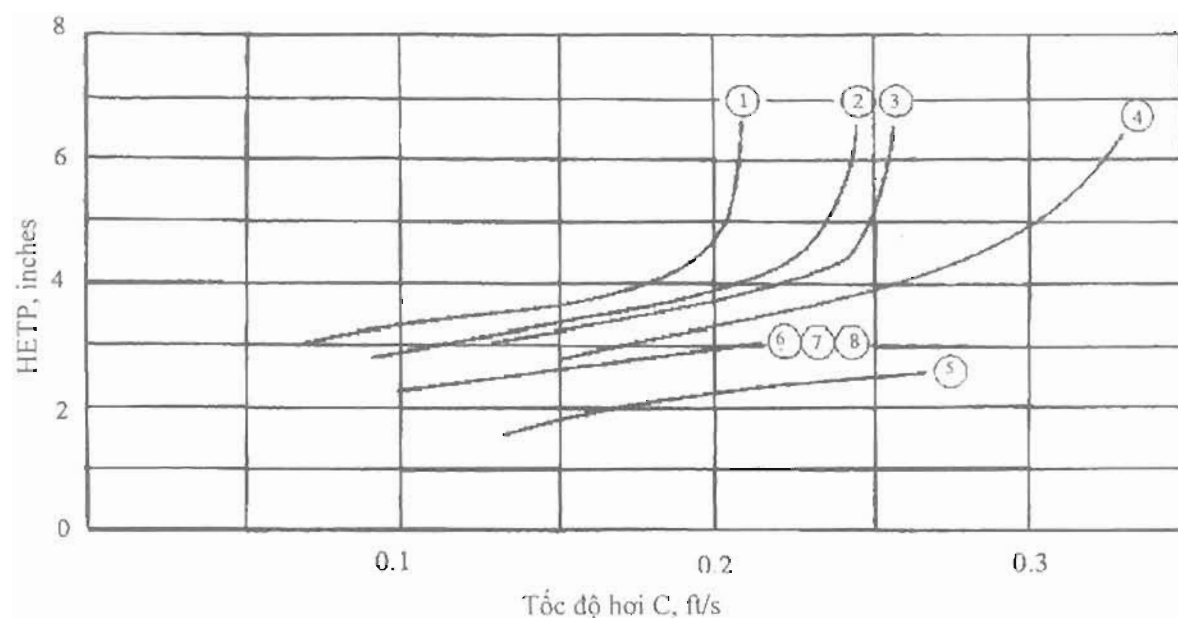
Para – ortho xylenes	–	–	50 – 100	11.6	13		Glitsch	58	
Dầu khí thô/Cặn đáy	156	4	1220	–	–	25.5	Glitsch	61	22, 26
Dầu nhiên liệu nhẹ thô/AGO	174	9	1600	–	–	28.0	Glitsch	61	22, 27
Đệm cấu trúc Gempack* 0.5A									
Para – ortho xylenes	–	–	50 – 100	11.6	14		Glitsch	58	
Dầu thô lấy từ đoạn chưng	–	9	1250	–	–	53	Glitsch	61	22, 28
Đệm cấu trúc Intalox 2T									
Isooctane – toluene	15	9,5	Atm	11.8	1		Norton	62,63	
Isooctane – toluene	15	9,5	100 mmHg	11.8	2		Norton	62,63	
Ethylbenzen – styrene	15	9,5	50 mmHg	11.8	3		Norton	62,63	
n – Heptane – cyclohexane	18	10	60 psia	11.8	4		SRP	62,63	
n – Heptane – cyclohexane	18	10	24 psia	11.8	5		SRP	63	
n – Heptane – cyclohexane	18	10	Atm	11.8	6		SRP	62,63	
n – Heptane-cyclohexane	18	10	250 mmHg	11.8	7		SRP	62,63	
Isobutane – n – butane	48	12	100 psia	11.8	8		FRI	63	29
Isobutane – n – butane	48	12	165 psia	11.8	9		FRI	63	29
Isobutane – n – butane	48	12	300 psia	11.8	10		FRI	63	29
Isobutane – n – butane	48	12	400 psia	11.8	11		FRI	63	29
Đệm cấu trúc Intalox 3T									
Isooctane – toluene	15	9,5	Atm	11.8	12		Norton	62,63	
Isooctane – toluene	15	9,5	100mmHg	11.8	13		Norton	62,63	
Đệm cấu trúc Mellapak* CY									
H_2O – D_2O	12	10	100 – 300	–	–	8,3	AEC	23	2, 3

Đệm cấu trúc Mellapak* 500Y/Flexipac* # 1 (không có dấu sao là số liệu của đệm Mellapak, có dấu sao hoặc có số 15 trong cột giải thích là số liệu của đệm Flexipac)									
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	8 – 28	Atm	7.113	1		Sulzer	51,52	
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	8 – 28	76	7.113	2		Sulzer	51,52	
Methanol – Nước*	6	5	Atm	7.113	3		Arkansas U	44	12, 15
Đệm cấu trúc Mellapak* 350Y									
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	8 – 28	Atm	11.4	4		Sulzer	51,52	
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	8 – 28	76	11.4	5		Sulzer	51,52	
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	18	76	–	–	10,4	Sulzer	53	
Đệm cấu trúc Mellapak* 250Y/Flexipac* # 2 structured packing (không có dấu sao là số liệu của đệm Mellapak, có dấu sao hoặc có số 15 trong cột giải thích là số liệu của đệm Flexipac)									
Cis – trans decalin	40	–	7 – Atm	7.114b	1		Sulzer	52,53	
Cis – trans decalin	40,47	14,5	304	–	–	14	Sulzer	53	16
Cis – trans decalin	18	14,5	304	–	–	13	Sulzer	53	16
Cis – trans decalin	10	14,5	304	–	–	12	Sulzer	53	16
Cis – trans decalin	8,5	17	76	–	–	13 – 15	Sulzer	54	16
n – Heptane – cyclohexane*	18	10,5	3100	7.114	2		SRP	42	15
n – Heptane – cyclohexane*	18	10,5	250	7.114	3		SRP	42	15
Đệm cấu trúc Mellapak* 250Y/Flexipac* # 2 (không có dấu sao là số liệu của đệm Mellapak, có dấu sao hoặc có số 15 trong cột giải thích là số liệu của đệm Flexipac), (tiếp theo)									
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	–	7 – Atm	7.114b	4		Sulzer	52,53	
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	14,5	Atm	7.114	5		Sulzer	51,52,54, 55	
Chlorobenzene – ethylbenzene	10,40	–	304 – Atm	–	–	15	Sulzer	54	16
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	14,5	304	7.114	6		Sulzer	54,55	

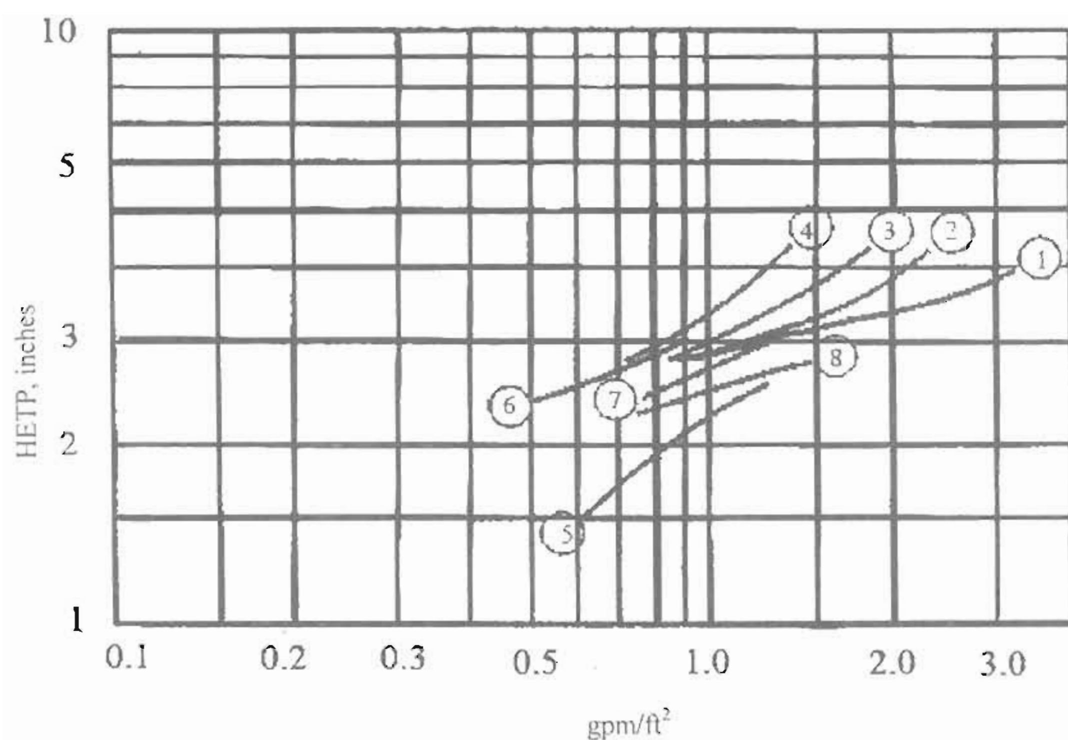
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	4 – 22	304	–	–	16	Sulzer	54	16
Chlorobenzene – ethylbenzene	40,47	14,5	304	–	–	14	Sulzer	53	16
Chlorobenzene – ethylbenzene	18	14,5	304	–	–	13	Sulzer	53	16
Chlorobenzene – ethylbenzene	10	14,5	304	–	–	12	Sulzer	53	16
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	14,5	76	7.114	7		Sulzer	51,52,54, 55	
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	4 – 22	76	–	–	15	Sulzer	54	16
Chlorobenzene – ethylbenzene	6,10,40	–	38 – 76	–	–	13 – 15	Sulzer	54	16
Chlorobenzene – ethylbenzene	8,5	4	50	7.114	8		Bochum Uni	12	
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	14,5	38	7.114	9		Sulzer	54,55	
Chlorobenzene – ethylbenzene	40	14,5	19	7.114	10		Sulzer	55	
Methanol – Nước	40	4,6	Atm	7.114	11		Sulzer	54	17
Nước – DMF	–	–	200, Atm	–	–	26 – 28	Sulzer	54	18
H_2S/HDS – Nước	12	3,4	315 psia	7.114	12		AEC	56	3, 19
Đệm cấu trúc Mellapak* 125Y/Flexipac* # 3 (không có dấu sao là số liệu của đệm Mellapak, có dấu sao hoặc có số 15 trong cột giải thích là số liệu của đệm Flexipac),									
Chlorobenzene-ethylbenzene	40	6 – 21	76	–	–	21 – 22	Sulzer	53	
Phân đoạn rửa Naphtha FCC *	168	–	–	–	–	24	GHR	57	15, 20
Đệm cấu trúc Mellapak* 170Y structured packing									
Chlorobenzene-ethylbenzene	40	8 – 28	Atm	7.113	6		Sulzer	51,52	
Chlorobenzene-ethylbenzene	40	8 – 28	76	7.113	7		Sulzer	51,52	

Ghi chú: – Sau tên hệ nếu không có dấu *: Các số liệu của đệm Mellapak

– Sau tên hệ nếu có dấu * và số 15 trong cột nhận xét: Các số liệu của đệm Flexipac



a)

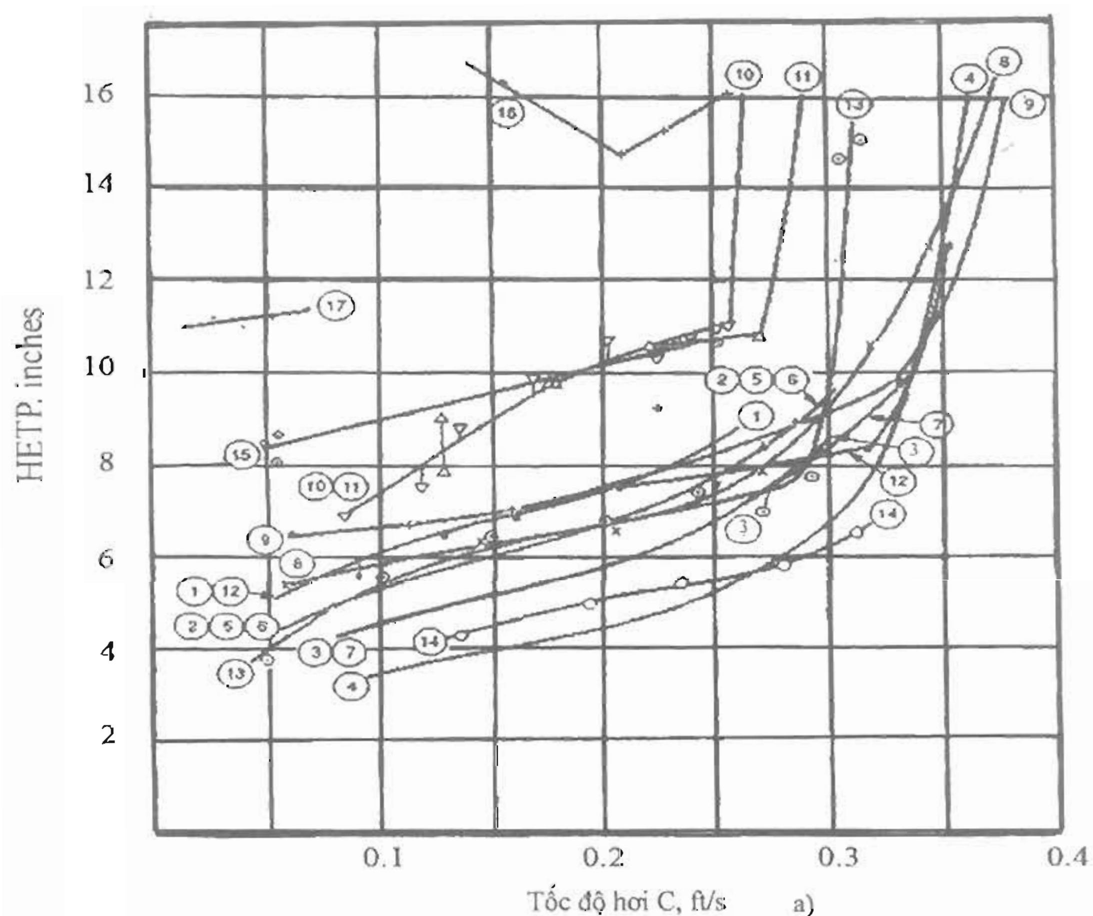


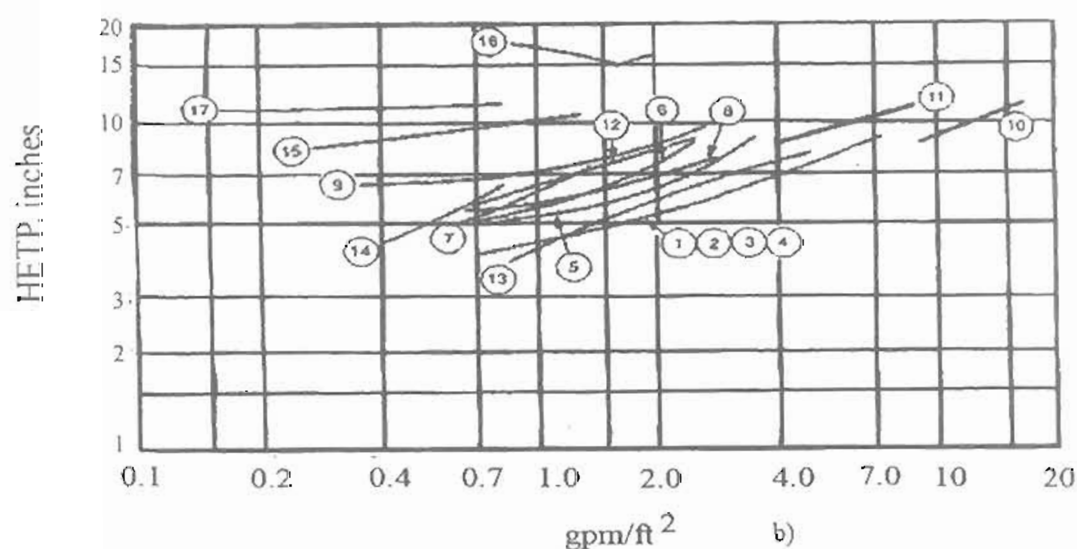
b)

Hình 7.110. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc được chế tạo bằng vải dệt từ các sợi nhỏ Koch – Sulzer CY (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft^2)

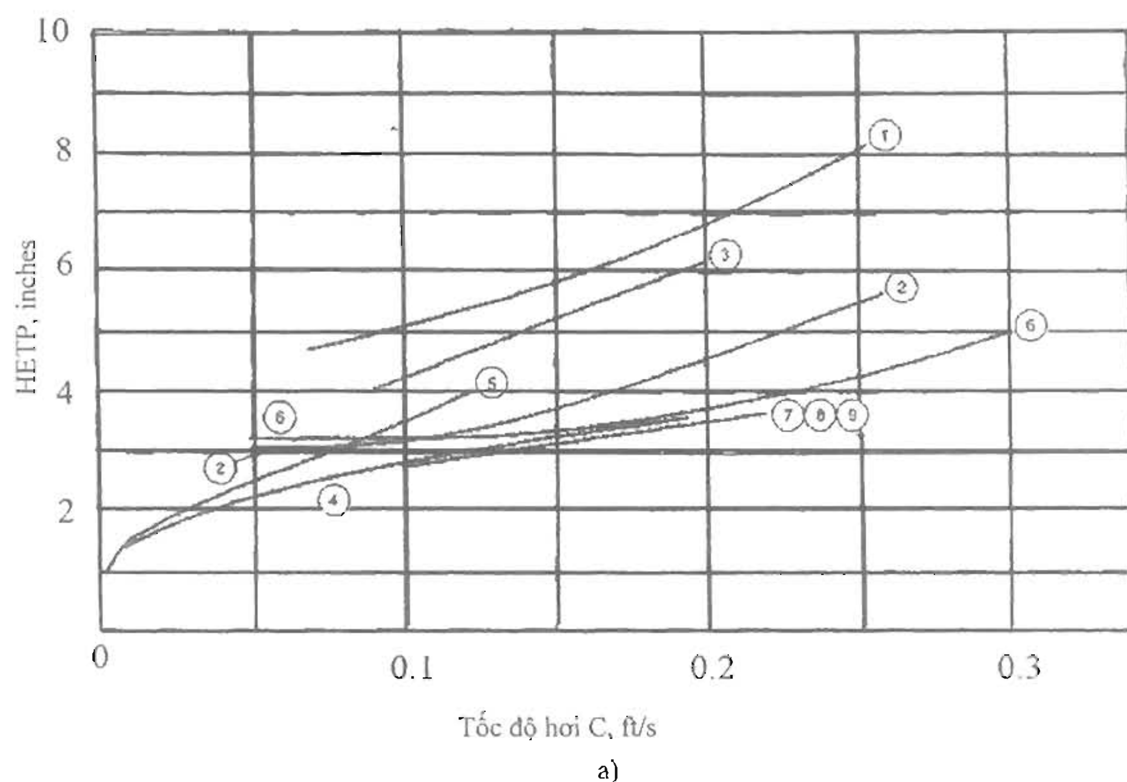




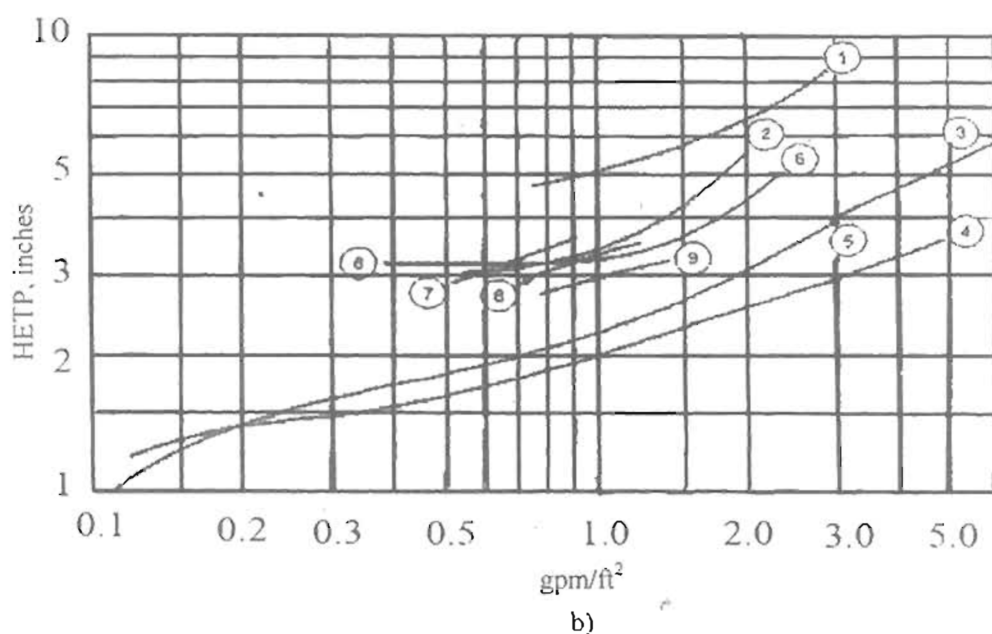
Hình 7.111. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc được chế tạo bằng vải dệt từ các sợi nhỏ Koch – Sulzer BX (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft^2)



a)

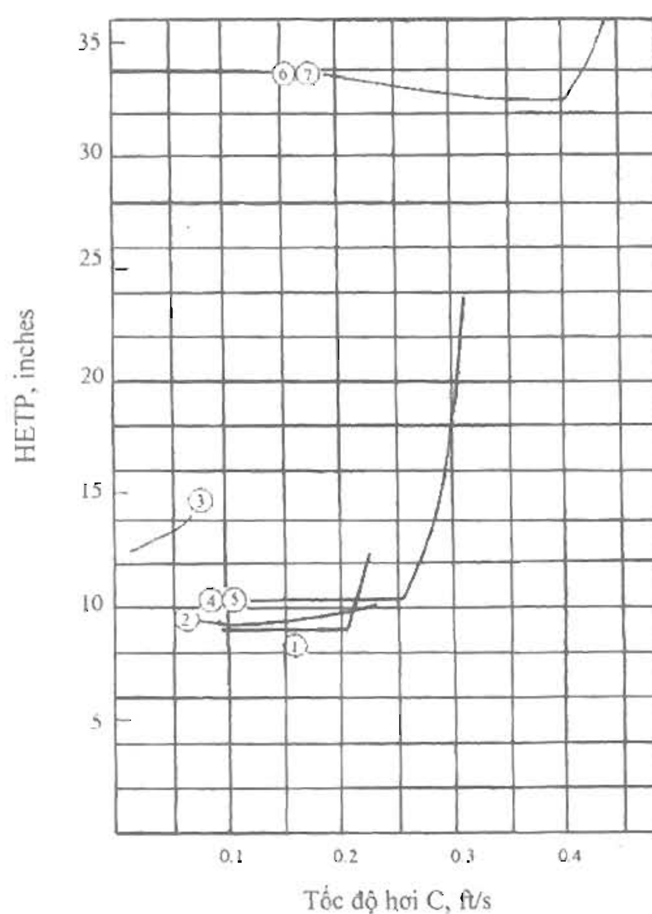


b)

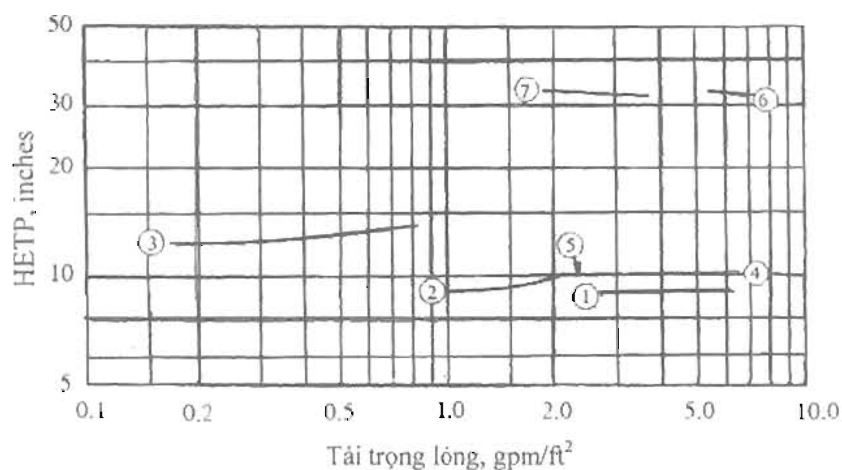
Hình 7.112. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc được chế tạo bằng vải dệt từ các sợi nhỏ Goodloe (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft^2)



a)

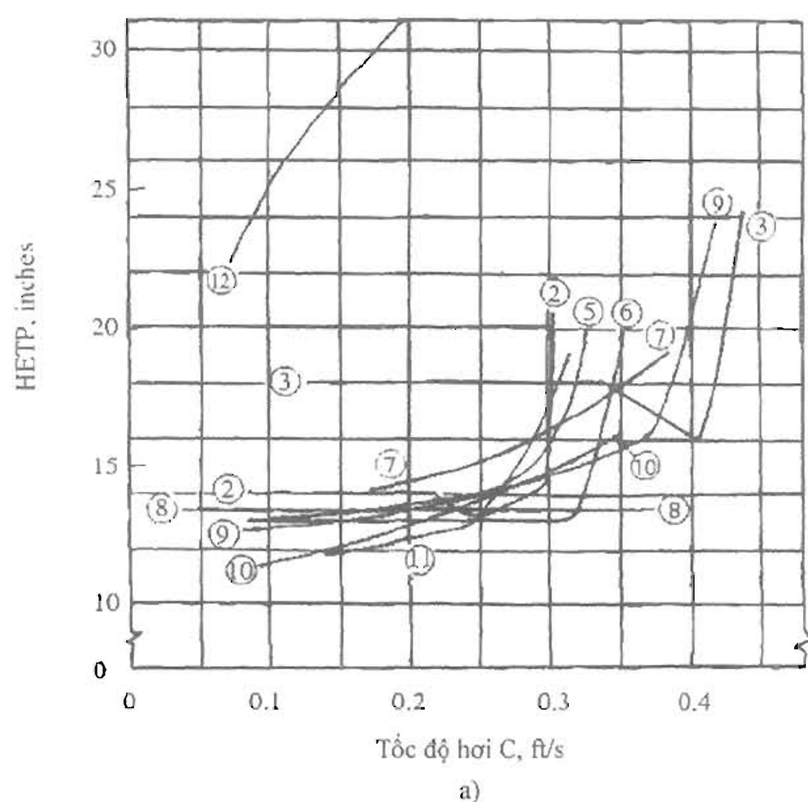


b)

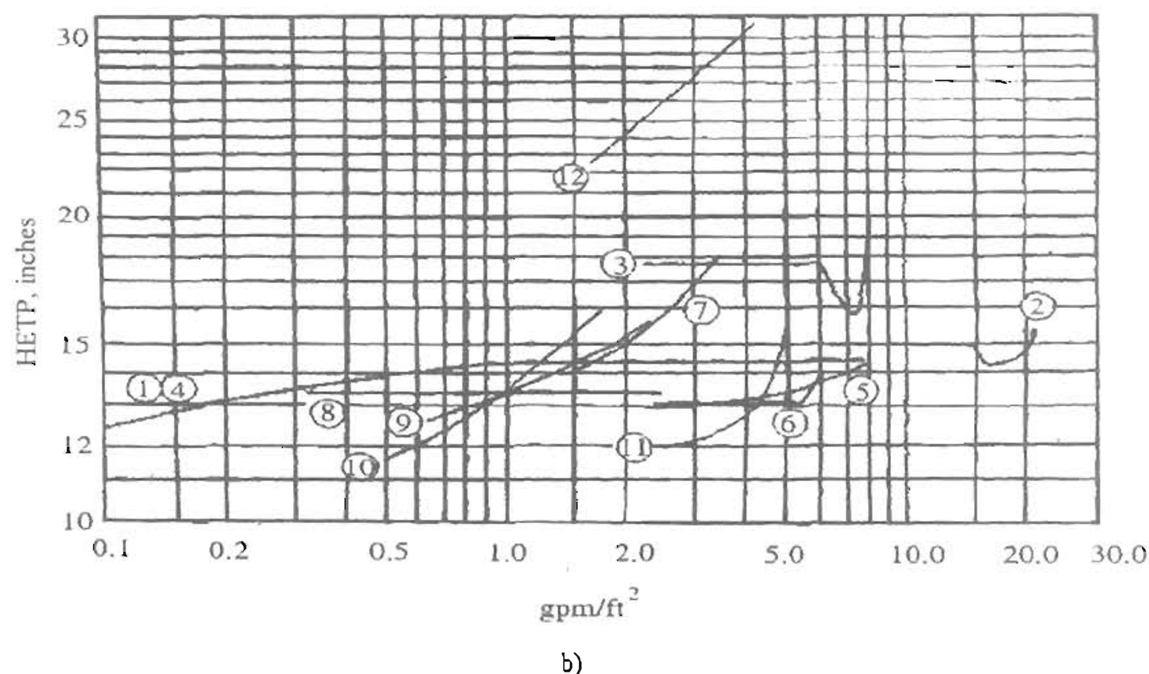
Hình 7.113. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc Mellapak 125Y, 350Y, 500Y và của đệm cấu trúc Flexipac # 1 (xem bảng11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft²)



a)

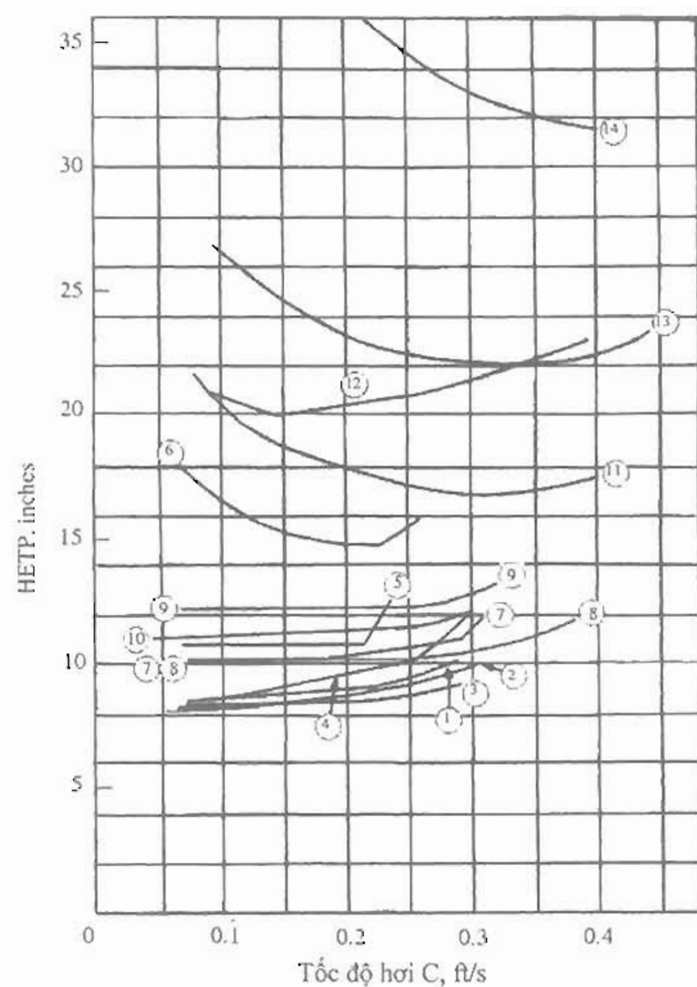


b)

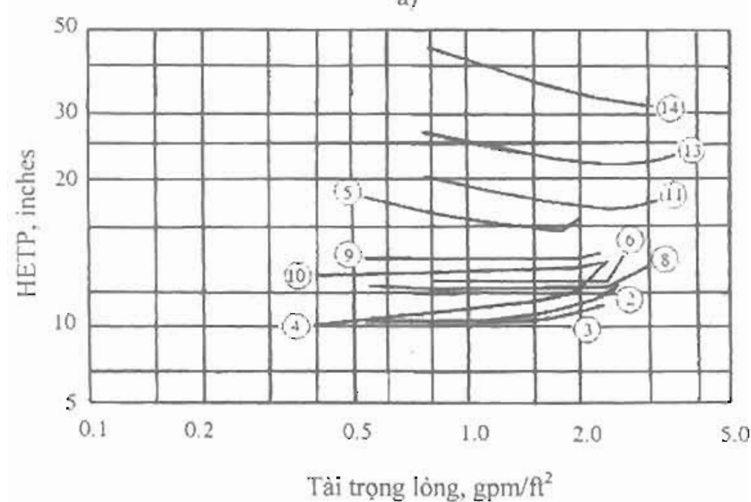
Hình 7.114. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc Mellapak 250Y và của đệm cấu trúc Flexipac #2 (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft²)



a)

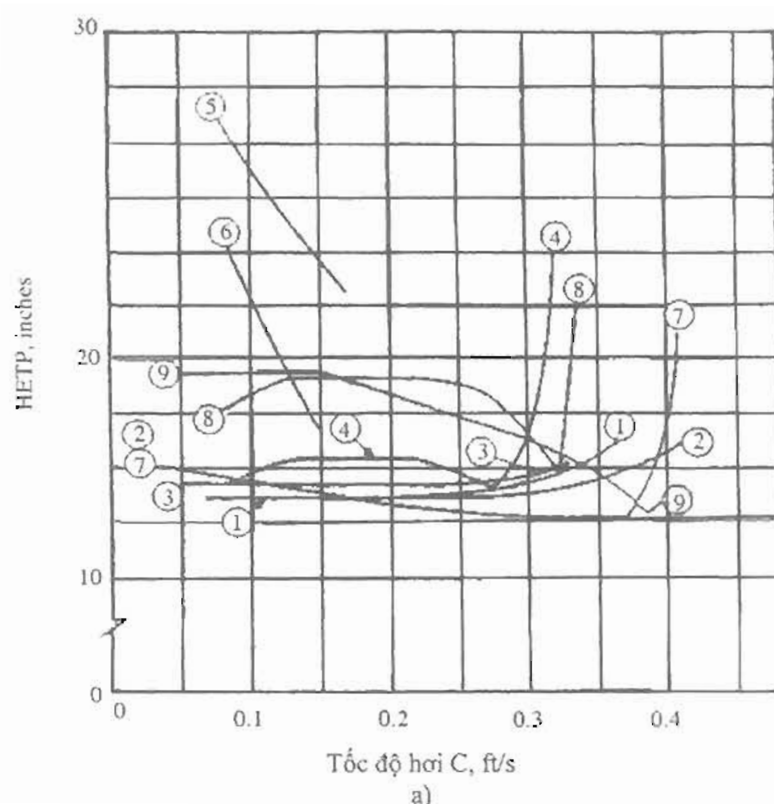


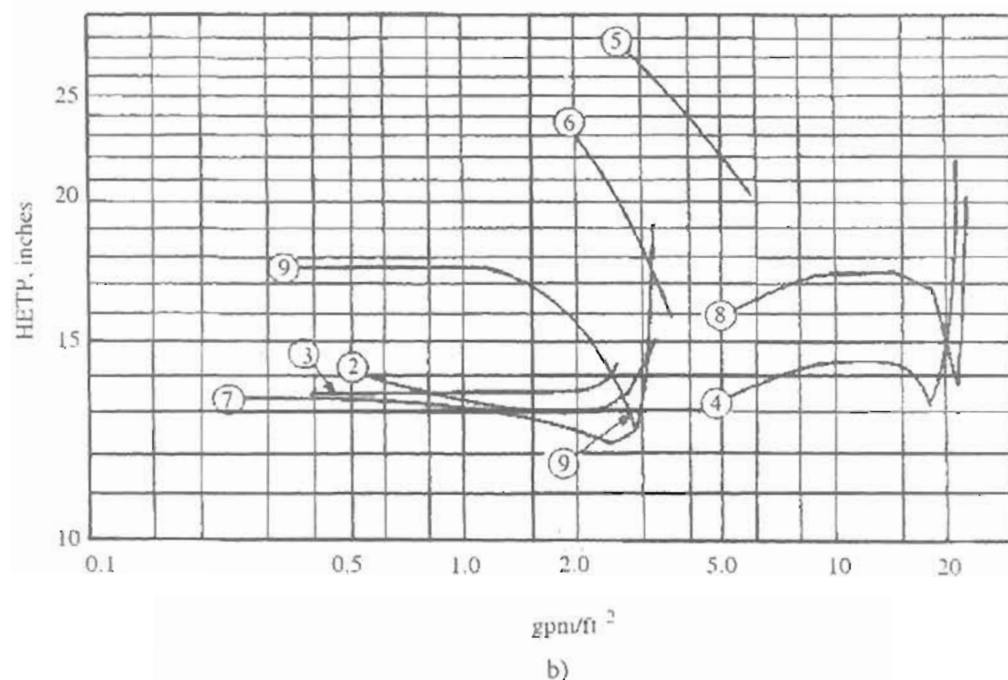
b)

Hình 7.115. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc Gempak 0.5A; 1A; 1.5A; 3A và 4A (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft²)

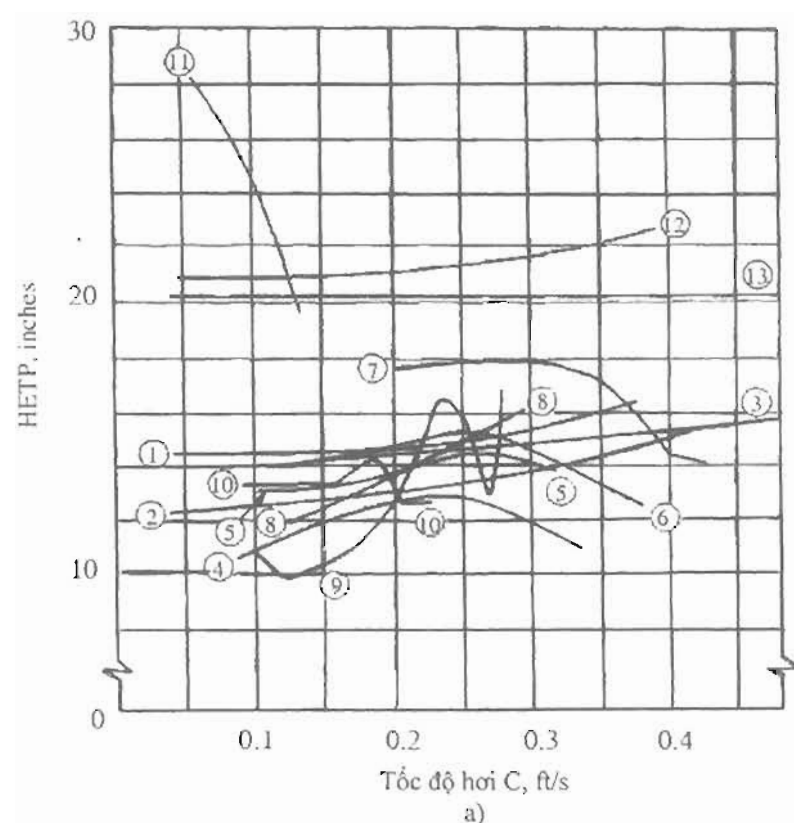




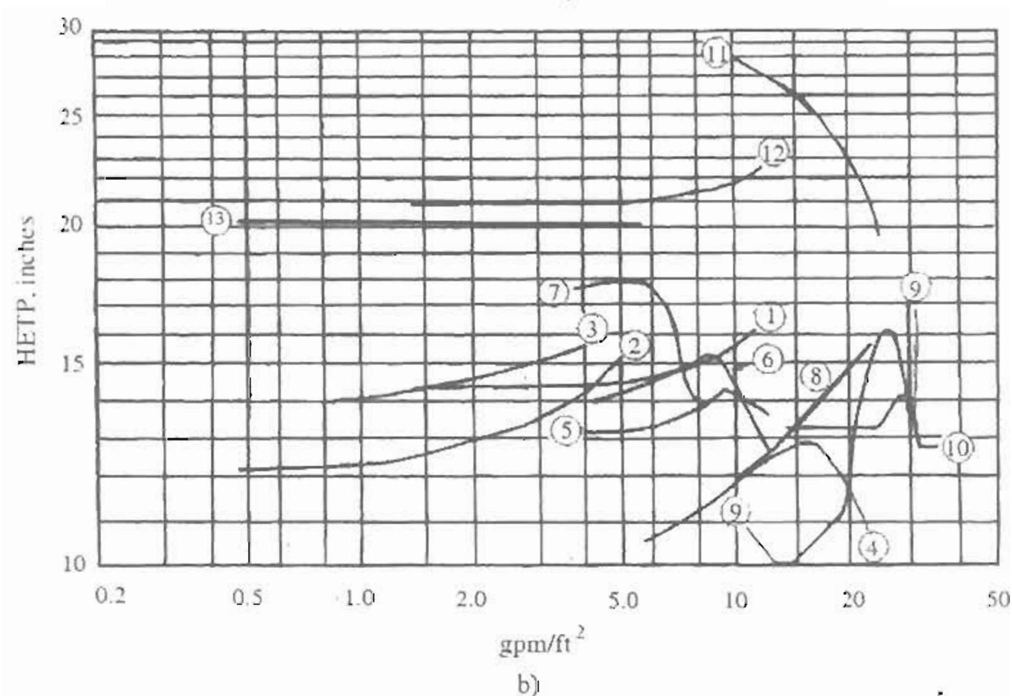
Hình 7.116. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc Gempak 2A và Gempak 2AT (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft^2)



a)

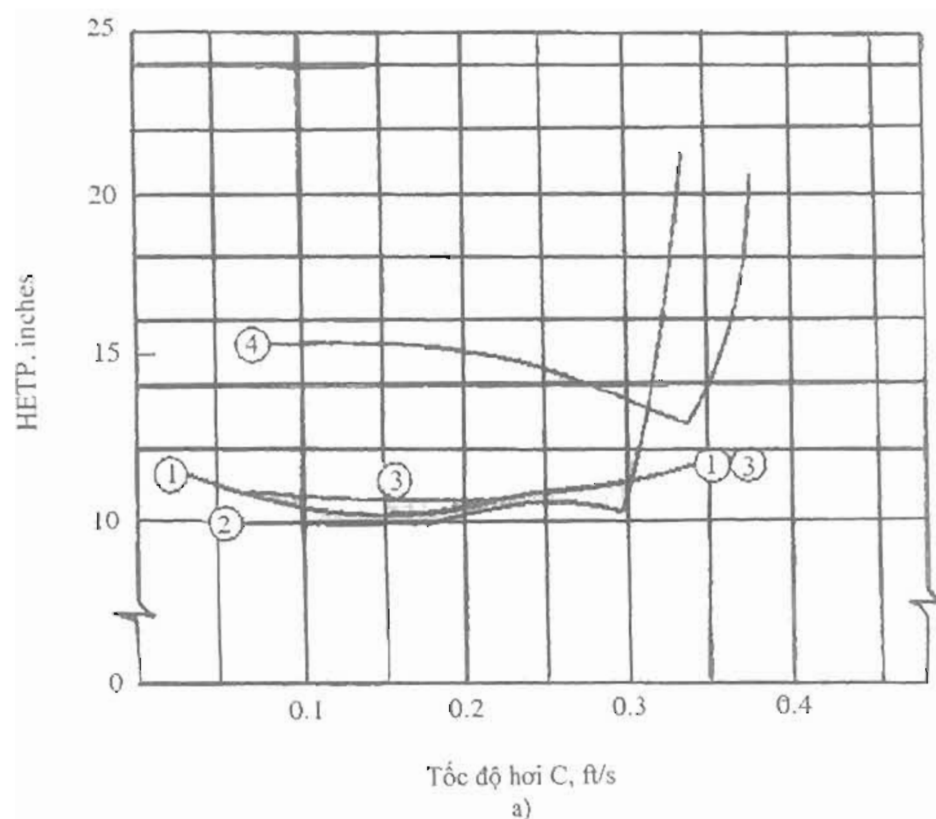


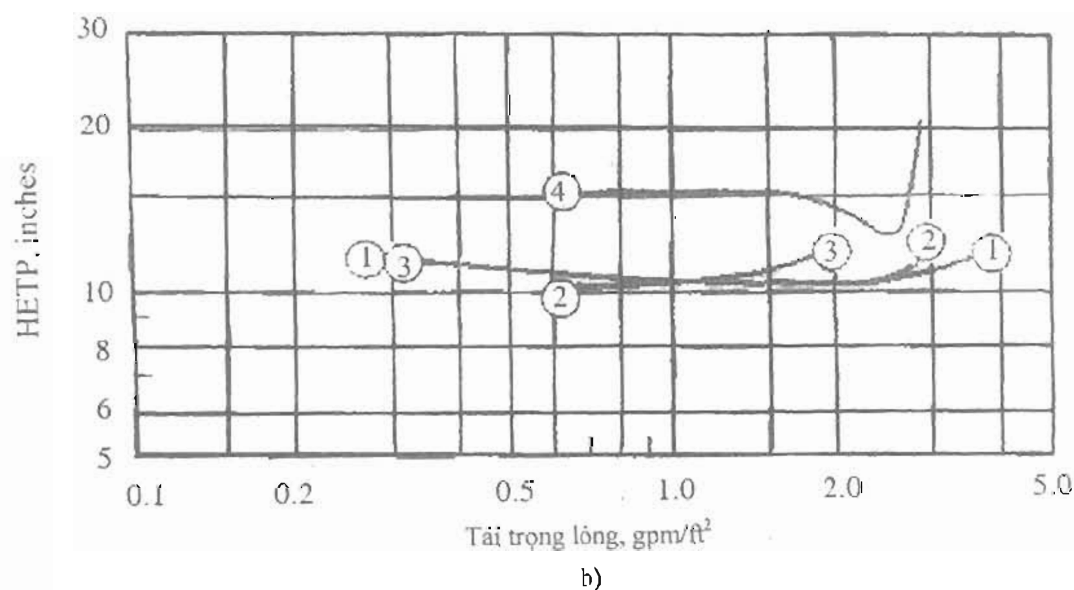
b)

Hình 7.117. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc Intalox 2T và 3T (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft²)

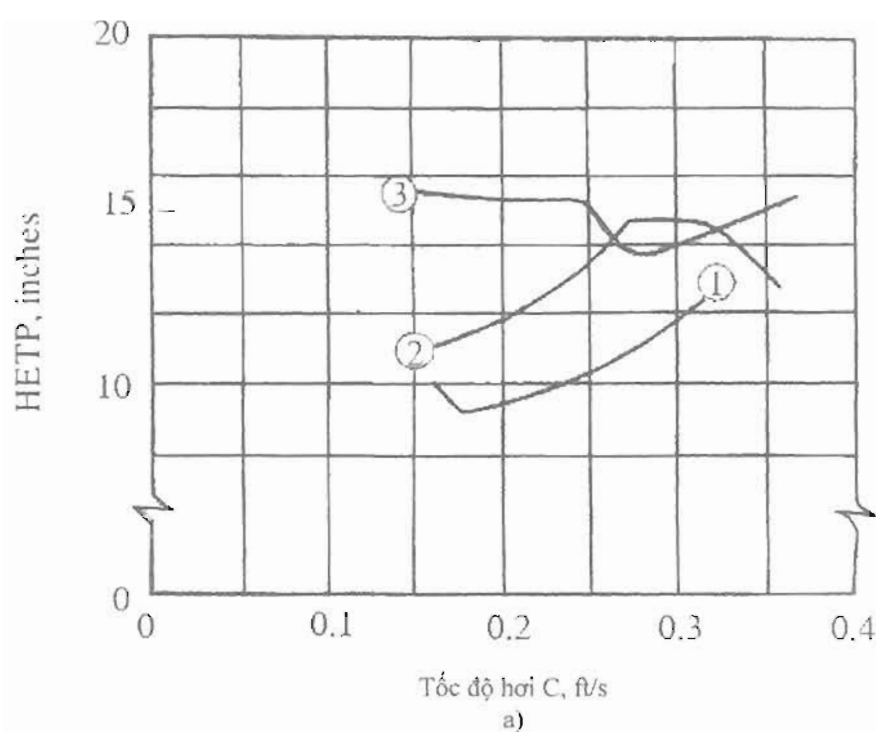




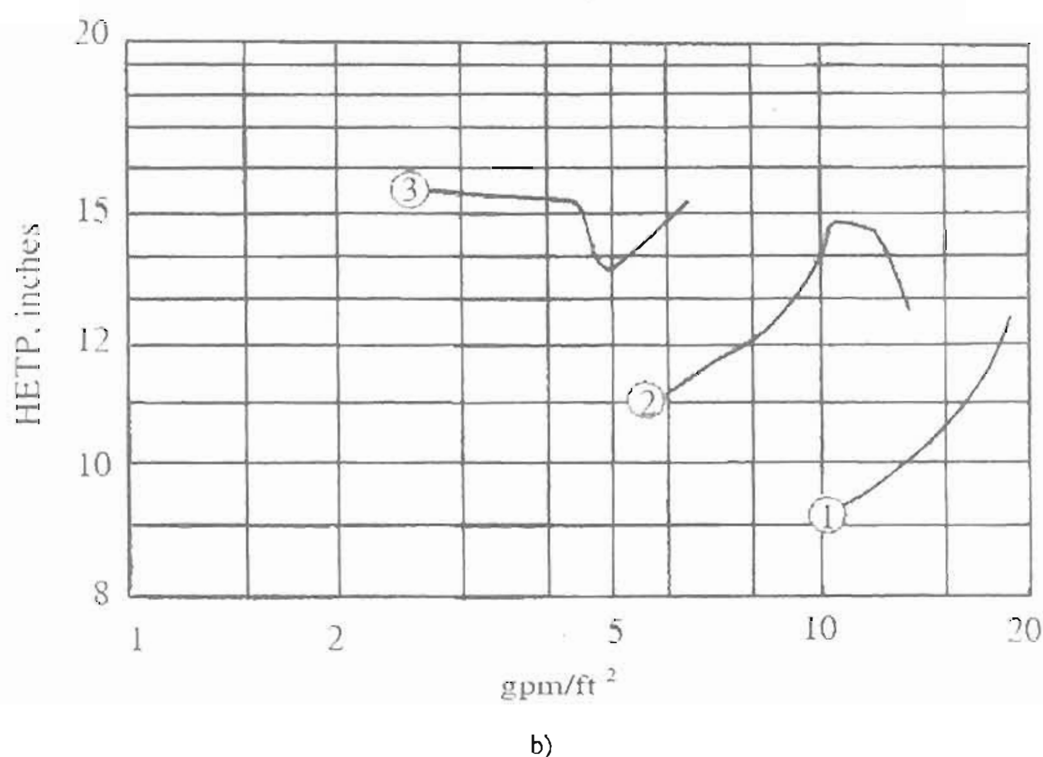
Hình 7.118. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc Montz B1–200 và B1 –300 (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft²)



a)



b)

Hình 7.119. Các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP (inch) của đệm cấu trúc Max-Pak (xem bảng 11.2)

a. HETP phụ thuộc vào tải trọng hơi (ft/s)

b. HETP phụ thuộc vào tải trọng lỏng (gpm/ft²)

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Eckert, J. S., and L. F. Walter, *Hydrocarb. Proc. & Pet. Ref.* 43(2), p. 107, 1964.
2. Wu, K.Y., and G. K. Chen, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 104, p.B225, 1987.
3. Billet, R., *Distillation Engineering*, Chemical Publishing Co. New York, 1979.
4. Billet, R., *Chem. Eng. Prog.* 63(9), p. 53, 1967.
5. Billet, R., S. Conrad, and C. M. Grubb, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 32, p. 5 : 111, 1969.
6. Eckert, J. S., *Chem. Eng Prog.* 59(5), p.76, 1963.
7. Strigle, R. J., Jr., and F. Rukovena, *Chem. Eng. Progr.* 75(3), p.86, 1979.
8. Eckert, J. S., E. H. Foote, and L. F. Walter, *Chem. Eng. Prog.* 62(1), p.59, 1966.
9. Elsby, K., N. Ashton, and A. Arrowsmith, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 104, p.A143, 1987.
10. Raichle, L., and R. Billet, *Chem. Ing. Techn.* 37(4), p.367, 1965.
11. Billet, R., and J. Mackowiak, *Verfahrenstechnik 16*, p.67, 1982.
12. Billet, R., *Packed Column Analysis and Design*, Ruhr University, Bochum, Germany, 1989.
13. Kirschbaum, E. *Destillier und Rektifizier Technik*, 4 Aufl., Springer-Verlag, Berlin, 1969.
14. Strigle, R.J., Jr., and K.E. Porter, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 56, p.3.3/19, 1979.
15. Glitsch, Inc., Bulletin TP/US/M4, Dallas, Texas, 1983.
16. Glitsch, Inc., Bulletin 345, Dallas, Texas, 1986.
17. Chen, G. K., *Chem. Eng.*, March 5, p.40, 1984.
18. Norton Company, Bulletin HY – 30, Akron, Ohio, 1975.
19. Eckert, J. S., *Chem. Engr.* (London), Nov., p.712, 1974.
20. Nutter, D. E., *I. Chem. E. Symp. Ser.* 104, A129,1987.
21. Billet, R., *I. Chem. E. Symp. Ser.* 32, p.4:42, 1969.
22. Billet, R., and J. Mackowiak, *Chemie – Technik 14*(4), p.91, 1985.
23. Chuang, K. T., and A. I. Miller, *Can.J.Chem.Eng. 66 (6)*, p.377, 1988.
24. Eckert, J. S., *Chem. Eng.*, April 14, p.70, 1975.
25. Norton Company, Bulletin IM – 82, Akron, Ohio, 1979.
26. McMullan, B. D., A. E. Ravicz, and S. J. Wei, *Chem. Eng. Prog.*, July, p.69, 1991.
27. Strigle, R. F., Jr., and K. Fukuyo, *Hydrocarb. Proc.* 65(6), P.47, 1986.
28. Strigle, R. F., Jr., and F. Rukovena, Jr., Proc. 2nd World Congress of Chemical Engineering, Montreal, Canada, Vol. IV, p. 247, October 4 – 9, 1981.
29. Koshy, T. D., and F. Rukovena, Jr., *Hydrocarb. Proc.* 65(5), p.64, 1986; and fuller version of this paper, presented at the AIChE Annual Meeting, Los Angeles, California, November 19, 1982.
30. Zanetti, R., *Chem. Eng.*, May 27, p. 22, 1985.
31. Strigle, R. F., Jr., and M. J. Dolan, *Can. Proc. Equip. Control News*, October 1983.
32. Nutter Engineering, Bulletin NR – 2, Tulsa, Oklahoma, 1988.
32a. Leva, M., *Chem. Eng. Progr.* 76(9), p.73, 1980.
33. Billet, R., and J. Mackowiak, *Chemie – Technik 14*(5), p.195, 1985.
34. Billet, R., *Energieeinsparung bei Thermischen Stofftrennverfahren*. Huthig Verlag, Heidelberg, 1983.

35. Meier, W., *Sulzer Tech Review* No.3, 1970.
36. Meier, W., and M. Huber., *I. Chem. E. Symp. Ser. 32*, p.4:31, 1969.
37. Bravo, J. L., J. A. Rocha, and J. R. Fair, *Hydrocarb. Proc. 64*(1), p.91, 1985.
38. Kuk, M. S., *Chem. Eng. Prog. 75*(5), p.68, 1979.
39. Lubowicz, R. E., and P. Reich, *Chem. Eng. Prog. 67*(3), p.59, 1971.
40. Koch Engineering, Bulletin KS – 1, Wichita, Kansas.
41. Yuan, H. C., and L. Spiegel, Proc. 2nd World Congress of Chemical Engineering, Montreal, Canada, Vol. IV, p.274. October, 1981.
42. Martin, C. L., J. L. Bravo, and J. R. Fair, Paper presented at the National AIChE Meeting, New Orleans, Louisiana, March 7, 1988.
43. Glitsch, Inc., An addendum to Glitsch Publication No. 40283, Dallas. Texas, 1983.
44. Eldridge, R.B., T.E.Russel, and J.L.Turpin, Paper presented at the AIChE National Meeting,Houston, Texas, April 1989.
45. Glitsch, Inc., Bulletin 245, Dallas, Texas, 1983.
46. Cooke, G. M., *Analyt. Chem. 39*(3), p.286, 1967.
47. Bragg, L. B., *Ind Eng. Chem. 49*(7), p.1062, 1957.
48. Glitsch, Inc., Bulletin 520A, Dallas, Texas, 1981.
49. Chen, G. K. (Glitsch Inc.), Private communication, November 1983.
50. Nutter Engineering Corp., Bulletin N – 1, Tulsa, Oklahoma, 1986.
51. Spiegel, L., and W. Meier, *I. Chem. E Symp. Ser.* 104, A203,1987.
52. Sulzer Bros. Ltd, *Performance Characteristics, Sulzer Column Packing Mellapak*, Winterthur, Switzerland, 1985.
53. Spiegel, L., Paper at presented at the AIChE Annual Meeting, Chicago, Illinois, November 1990.
54. Meier, W., R. Hunkeler and D. Stoecker, *I. Chem. E. Symp. Ser. 56*, p.3.3/1, 1979.
55. Meier, W., W. D. Stoecker, and B. Weinstein, *Chem. Eng.Prog. 73(11)*, p.71, 1977.
56. Spagnolo, D. A., and K. T. Chuang, *Can. J. Chem. Eng. 64*, p.62, February 1986.
57. Lieberman, N. P., *Hydrocarb. Proc 63*(4), p.143, 1984.
58. Glitsch, Inc., Bulletin No. 357, Dallas, Texas, 1989.
59. Chen, G. K., J.Shieh, Paper presented at the AIChE National Meeting, Denver, Colorado, August 28 – 31, 1983.
60. Chen, G. K., K. T. Chuang, *Hydrocarb. Proc. 68*(2), p.37, 1989.
61. Golden, S. W., and S. Costanzo, paper presented at the AIChE National Meeting, Orlando, Florida, March 1990.
61a. Cárdenas, J. C., F. J. Illezcas, B.Garcia, G. Palacios, E. M. Escamilla, and J. A. Rocha, Paper presented at the AIChE Annual Meeting, Chicago, Illinois, November 1990.
62. Norton Company, Bulletin IS – 1, Akron, Ohio, 1988.
63. Rukovena, F., Jr., and R. F. Strigle, Jr., Paper presented at the AIChE National Meeting, Houston, Texas, April 1989.
64. Jaeger Products Inc., Product Bulletin 500, Spring, Texas, 1989.
65. Vital, T. J., S. S. Grossel, and P. I. Olsen, *Hydrocarb. Proc. 63*(12), p.75, 1984.

Chương 8
TÍNH TOÁN CƠ KHÍ MỘT SỐ CHI TIẾT VÀ CỤM CHI TIẾT CỦA THIẾT BỊ HÓA CHẤT

8.1. ĐẶT VẤN ĐỀ

Chương này sẽ đề cập đến các khía cạnh của tính toán cơ khí của các nhà máy hóa chất. Đây là phần được các kỹ sư đặc biệt quan tâm. Chủ đề chính của phần này sẽ là phần tính toán các bình chịu áp lực.

Kỹ sư hóa chất thường không được yêu cầu thiết kế chi tiết phần cơ khí của các bình chịu áp lực do thiết kế bình chịu áp lực là thuộc lĩnh vực chuyên ngành của các kỹ sư cơ khí. Các kỹ sư cơ khí là những người được thường xuyên cập nhật các quy định hiện hành về thiết kế, các yêu cầu thực tế của công nghiệp cũng như được cập nhật các phương pháp phân tích ứng suất.

Tuy nhiên các kỹ sư hóa chất lại có trách nhiệm phát triển và phân loại các thông tin cơ bản về thiết kế các bình chuyên dụng và cùng với chuyên gia thiết kế cơ khí cần phải đưa ra được đánh giá tổng quát về khả năng làm việc hiệu quả của bình chịu áp suất.

Để tính toán và thiết kế các bình chịu áp suất kỹ sư thiết kế cơ khí cần các thông tin sau:

1. Chức năng của bình chịu áp;
2. Vật liệu sử dụng trong các quá trình công nghệ và quy trình bảo dưỡng thiết bị;
3. Nhiệt độ và áp suất làm việc, nhiệt độ và áp suất thiết kế;
4. Vật liệu dùng để chế tạo bình chịu áp suất;
5. Các kích thước của bình;
6. Kiểu nắp và đáy bình sẽ được sử dụng;
7. Nhu cầu khoét các lỗ và các yêu cầu về kết nối với các bộ phận khác;
8. Các yêu cầu kỹ thuật của thiết bị đun nóng, làm nguội kiểu vòng xoắn hoặc kiểu hai vỏ;
9. Loại thiết bị khuấy trộn;
10. Các yêu cầu kỹ thuật của các chi tiết bên trong bình.

Hiện tại khi thiết kế do không có định nghĩa chính xác thế nào là bình chịu áp suất, vì vậy thông thường chấp nhận là nếu một bình kín có đường kính lớn hơn 150 mm chịu chênh lệch áp suất $\Delta P > 1$ bar, thì sẽ được thiết kế như một bình chịu áp suất.

Trong khuôn khổ của một chương sẽ không thể trình bày chi tiết và đầy đủ về các phương pháp thiết kế cũng như các số liệu đầy đủ dùng cho thiết kế, vì vậy trong phần này sẽ chỉ trình bày các thông tin đủ cho phần thiết kế sơ bộ các loại bình thường gặp. Kỹ sư công nghệ hóa chất cần phải thực hiện và kiểm tra các kết quả sau đây:

1. Tính khả thi của bản thiết kế thiết bị;
2. Phân tích kinh tế và ước tính giá của thiết bị;
3. Đánh giá chung phần mặt bằng do thiết bị chiếm và khối lượng của thiết bị nhằm mục đích bố trí mặt bằng của nhà máy.

Thông tin chi tiết hơn về thiết kế bình chịu áp lực có thể tham khảo trong các sách của các tác giả Singh và Soler (1984), Escoe (1994), Moss (1987) và Jawad và Farr (1989). Các tài liệu hữu ích khác về thiết kế cơ khí của các thiết bị công nghệ có thể xem trong mục "Tài liệu tham khảo".

Để hiểu được các phần trình bày tiếp theo cần phải nắm được những kiến thức cơ bản về các nguyên lý của "*Sức bền vật liệu*" (cơ học chất rắn). Để hiểu sâu thêm về các nguyên lý của "*Sức bền vật liệu*" độc giả có thể tham khảo trong các cuốn sách của Ryder (1969), Case và Chilver (1971), Timoshenko và Young (1968), Faupel và Fisher (1981), Neathing và Hearn (1985).

Phân loại các bình (thiết bị) chịu áp suất

Để phục vụ cho mục đích phân tích, tính toán và thiết kế, bình chịu áp lực được chia thành hai nhóm tùy thuộc vào tỷ số chiều dày của thành bình trên đường kính của bình:

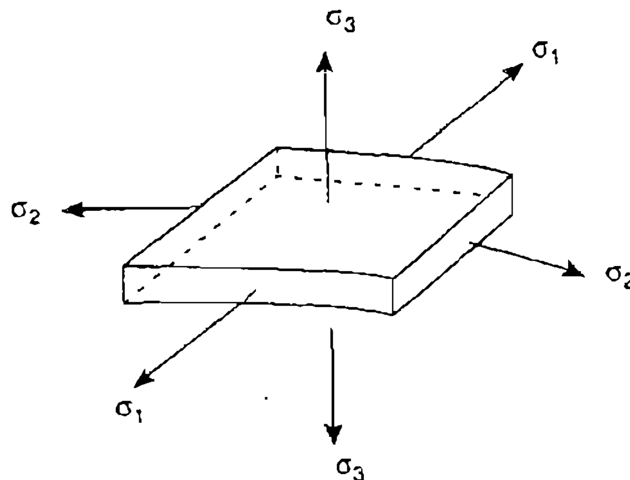
1. Bình thành mỏng khi tỷ số trên nhỏ hơn 1:10;

2. Bình thành dày khi tỷ số trên lớn hơn 1:10.

Các ứng suất chính tác dụng lên một điểm trên thành bình do áp suất gây ra được thể hiện trên hình 8.1. Trong trường hợp bình thành mỏng, ứng suất theo hướng bán kính (xuyên tâm) σ_3 sẽ nhỏ so với các ứng suất khác vì vậy có thể bỏ qua. Trong khí đó ứng suất theo chiều dọc trục σ_1 và ứng suất tiếp tuyến theo chu vi hình tròn σ_2 có thể coi là hằng số trên toàn bộ chiều dày của thành bình.

Trong trường hợp bình có thành dày, độ lớn của ứng suất theo hướng bán kính σ_3 lại có giá trị lớn, còn ứng suất tiếp tuyến theo chu vi σ_2 sẽ thay đổi theo chiều dày của thành bình.

Đại đa số các bình được sử dụng trong công nghiệp hóa chất và các ngành liên quan đều thuộc loại thành mỏng. Các bình có thành dày sẽ được sử dụng trong trường hợp có áp suất cao.



Hình 8.1. Các ứng suất chính trên thành bình chịu áp suất

8.2. BỘ MÃ SỐ VÀ CÁC BỘ CHUẨN CỦA BÌNH CHỊU ÁP SUẤT

Ở phần lớn các nước công nghiệp phát triển, thiết kế và chế tạo các bình thành mỏng chịu áp suất đều phải tuân theo các bộ tiêu chuẩn và bộ mã số kỹ thuật quốc gia. Trong các tài liệu [Hydrocacbon Processing (1978); Jawad và Farr (1989)] đã dẫn bảng tổng kết tóm tắt các mã số kỹ thuật của châu Âu, của Mỹ và Nhật Bản. Ở rất nhiều nước, mã số kỹ thuật và các tiêu chuẩn quốc gia về mặt pháp lý bắt buộc phải được tuân theo.

Ở tại Vương quốc Anh, tuy không có yêu cầu chính thức về mặt luật pháp, nhưng tất cả các bình chịu áp suất thông thường được sử dụng trong công nghiệp hóa chất và các ngành liên quan phải được

thiết kế và chế tạo theo đúng các tiêu chuẩn kỹ thuật của Anh cho các bình chịu áp suất chế tạo bằng phương pháp hàn nóng chảy BS 5500, hoặc theo các mã số tương đương của "Hiệp hội các mã số kỹ thuật cơ học của Mỹ", phần VIII (Mã số ASME). Các mã số và các chuẩn này sẽ áp dụng cho cả phần tính toán, thiết kế, vật liệu chế tạo, quy trình chế tạo (quy trình sản xuất và sản phẩm), kiểm tra và đánh giá chất lượng sản phẩm, và bao gồm cả phần soạn thảo cơ sở thỏa thuận giữa nhà sản xuất và khách hàng, cũng như xác định công ty bảo hiểm cho khách hàng.

Phiên bản năm 1997 của các tiêu chuẩn kỹ thuật BS5500 bao gồm các bình được chế tạo bằng thép cácbon, thép hợp kim và nhôm. Phần thiết kế các bình chế tạo từ nhựa tăng cường được thể hiện trong bộ tiêu chuẩn kỹ thuật BS4994.

Bộ tiêu chuẩn của Mỹ (ASME) được chia thành hai phần:

1. Các bình không bị đốt nóng, các thiết bị phản ứng hạt nhân;

2. Các bình được chế tạo từ vật liệu nhựa được tăng cường bằng sợi thủy tinh.

Phần tổng quan đầy đủ về bộ tiêu chuẩn của Mỹ ASME có thể xem trong các tài liệu [Chuse, 19771; Yokell, 1986; Perry et.al.,1997].

Trong bộ tiêu chuẩn và mã số kỹ thuật chỉ đưa ra các yêu cầu tối thiểu và phần chỉ dẫn chung cho tính toán, thiết kế và chế tạo. Các yêu cầu thêm ngoài các yêu cầu tối thiểu sẽ được thỏa thuận giữa nhà chế tạo và người sử dụng.

Bộ tiêu chuẩn và mã số kỹ thuật phải được hội đồng kỹ sư chuyên sâu trong thiết kế và kỹ thuật chế tạo duyệt và phê chuẩn. Bộ tiêu chuẩn và mã số kỹ thuật đồng thời phải tổng hợp được cả phần lý thuyết, phần thực nghiệm cũng như kinh nghiệm trong lĩnh vực tính toán, thiết kế và chế tạo. Các tiêu chuẩn và mã số kỹ thuật phải được định kỳ xem xét lại, bổ sung, chỉnh lý và cập nhật được các tiến bộ trong thiết kế, trong phân tích ứng suất, trong chế tạo và thử nghiệm. Phiên bản mới nhất và thích hợp của bộ tiêu chuẩn và mã số kỹ thuật quốc gia phải luôn được tham khảo các ý kiến của các chuyên gia trước khi áp dụng cho tính toán và thiết kế các bình chịu áp suất.

Các chương trình máy tính dùng hỗ trợ thiết kế các bình chịu áp suất theo bộ tiêu chuẩn BS 5500 và bộ tiêu chuẩn ASME đã được một số công ty thương mại chào bán (Ví dụ: Chương trình hỗ trợ thiết kế " Engineering Standards Data Unit" của Anh).

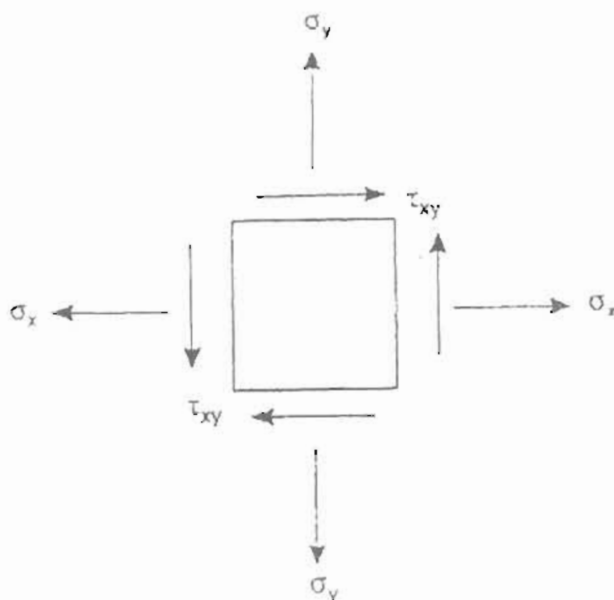
8.3. CÁC PHƯƠNG TRÌNH VÀ CÁC NGUYÊN LÝ CƠ BẢN SỬ DỤNG TRONG TÍNH TOÁN VÀ THIẾT KẾ

Trong phần này sẽ trình bày các kiến thức cơ sở và các nguyên lý cơ bản được thể hiện ở dạng các phương trình dùng cho tính toán và thiết kế. Các phương trình dẫn xuất từ các phương trình trên sẽ được trình bày và mô tả ngắn gọn, chỉ nhằm mục đích ứng dụng. Phần trình bày chi tiết về các chủ đề này có thể tham khảo trong các tài liệu về "Sức bền vật liệu".

8.3.1. Các ứng suất chính

Trạng thái ứng suất tại một điểm của một kết cấu được tạo ra dưới tác dụng của hệ thống tải trọng phức tạp được đặc trưng bằng độ lớn và hướng của ứng suất chính. Ứng suất chính tại một điểm sẽ là ứng suất có độ lớn cực đại và có phương pháp tuyến tại điểm đó. Trên hình 8 2 các ứng suất chính tại một điểm được thể hiện ở dạng quan hệ với các ứng suất chuẩn theo phương $x(\sigma_x)$ và phương $y(\sigma_y)$ và ứng suất cắt τ_{xy} ở dạng phương trình sau:

Các ứng suất chính $\sigma_1, \sigma_2 = \frac{1}{2}(\sigma_y + \sigma_x) \pm \frac{1}{2}\sqrt{\left[(\sigma_y - \sigma_x)^2 + 4\tau_{xy}^2\right]}$ (8.1)



Hình 8.2. Hệ thống ứng suất hai chiều

Độ lớn cực đại của ứng suất cắt tại một điểm sẽ bằng $\frac{1}{2}$ hiệu số của các ứng suất chính:

$$\tau_{max} = \frac{1}{2}(\sigma_1 - \sigma_2) \quad (8.2)$$

Thông thường quy ước ứng suất nén lấy dấu âm (-), ứng suất kéo lấy dấu dương (+).

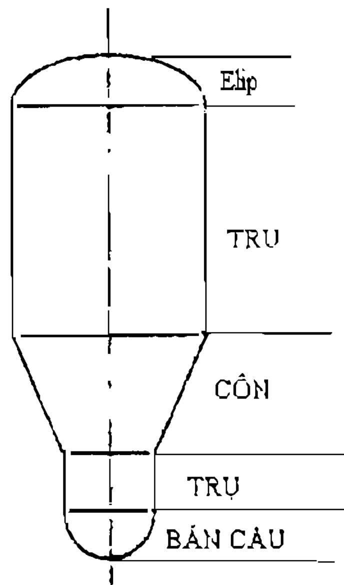
8.3.2. Các ứng suất màng trong vỏ thiết bị dạng tròn xoay

Bình dạng tròn xoay được tạo thành bằng cách cho đường thẳng hoặc đường cong xoay xung quanh một trục. Bằng cách tương tự, vật rắn được tạo thành bằng cách cho một diện tích xoay xung quanh một trục. Đại đa số các bình sử dụng cho các quá trình đều có hình dạng vật xoay tròn: hình trụ và hình nón; các đáy (hoặc nắp) hình bán cầu, hình elíp và hình cầu xuyến (hình 8.3).

Thành của các bình thành mỏng có thể được coi là "màng" và các tải trọng tác dụng lên thành bình sẽ tạo ra các ứng suất uốn hoặc ứng suất trượt có độ lớn tương đối nhỏ và có thể bỏ qua (tương tự như trường hợp vỏ quả bóng).

Phân tích các ứng suất tác dụng lên màng mỏng (ứng suất màng) do áp suất trong tạo ra trong các bình xoay tròn sẽ cho phép xác định được chiều dày cần thiết nhỏ nhất của thành bình. Tuy nhiên chiều dày thực tế cần thiết cũng sẽ còn phụ thuộc vào các ứng suất do các tải trọng khác gây ra đối với bình.

Xét một bình xoay tròn dạng tổng quát (hình 8.3) chịu tải trọng tác dụng đối xứng xoay tròn. Trong trường hợp này, tải trọng tính theo một đơn vị diện tích (áp suất) của bình sẽ không đổi theo chu vi, nhưng lại thay đổi từ trên đỉnh xuống đáy bình.



Hình 8.3. Hình dáng điển hình của bình - thiết bị dạng xoay tròn

Ký hiệu:

P – áp suất,

t – chiều dày của thành bình,

σ_1 – ứng suất tác dụng theo hướng trục (theo chiều dọc),

σ_2 – ứng suất tác dụng theo phương tiếp tuyến (theo các đường tròn song song với nhau),

r_1 – bán kính cong theo hướng trục,

r_2 – bán kính của đường tròn.

Nhận xét:

Bình có hai độ cong. Các giá trị của bán kính r_1 và r_2 sẽ do hình dạng của bình quyết định.

Xét các lực tác dụng lên phân tố được giới hạn bởi các điểm a, b, c và d (hình 8.4). Khi đó thành phần pháp tuyến (tác dụng theo hướng từ phải lên bề mặt của phân tố) của lực áp suất sẽ bằng:

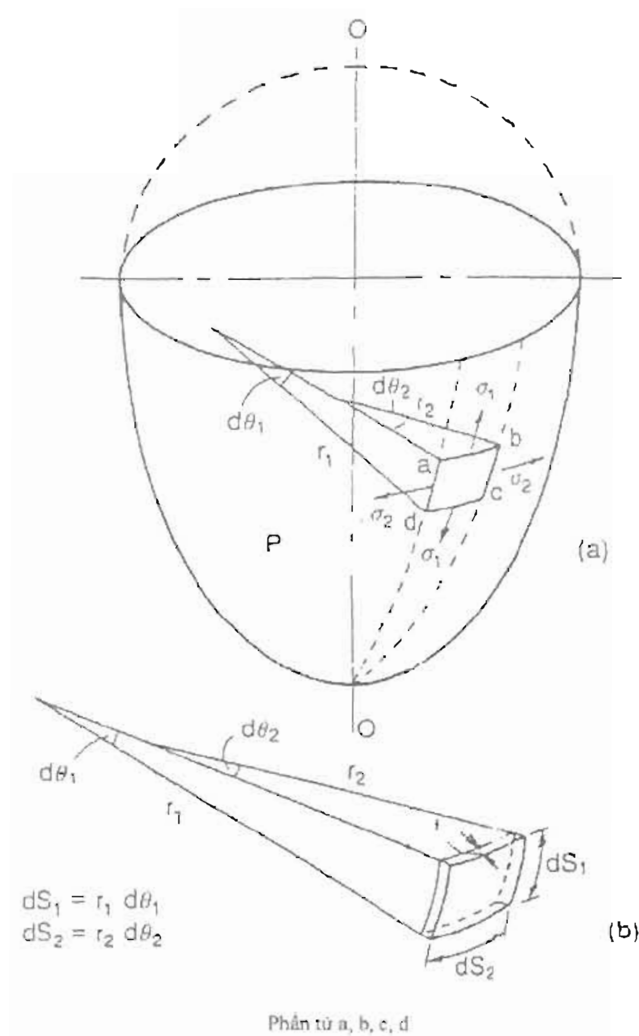
$$F_n = P.\left[2r_1 \sin\left(\frac{d\theta_1}{2}\right)\right]\left[2r_2 \sin\left(\frac{d\theta_2}{2}\right)\right]$$

Phản lực do thành phần pháp tuyến của lực áp suất gây ra kết hợp với các ứng suất màng ở trong thành bình (lực = ứng suất × diện tích) sẽ bằng:

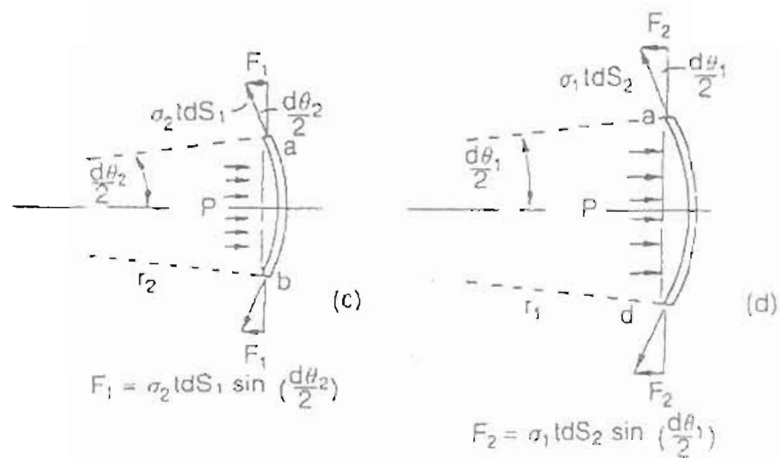
$$F_n = 2\sigma_2.t.dS_1.\sin\left(\frac{d\theta_2}{2}\right) + 2\sigma_1.t.dS_2.\sin\left(\frac{d\theta_1}{2}\right)$$

Cân bằng các lực trên, sau đó đơn giản phương trình nhận được, với lưu ý $\lim\left(\frac{d\theta}{2}\right) \to \frac{dS}{2r}$ và $\lim(\sin d\theta) \to d\theta$, sẽ nhận được phương trình:

$$\frac{\sigma_1}{r_1} + \frac{\sigma_2}{r_2} = \frac{P}{t} \qquad (8.3)$$



Phần tử a, b, c, d



Hình 8.4. Ứng suất trong bình tròn xoay (a, b); Lực tác dụng lên các cạnh của phần tử abcd (c, d).

Biểu thức dùng để tính ứng suất theo hướng trục σ_1 có thể nhận được khi xét cân bằng các lực tác dụng lên một đường tròn bất kỳ (hình 8.5). Thành phần theo phương thẳng đứng của các lực áp suất:

$$F_V = P.\pi.(r_2.\sin\theta)^2$$

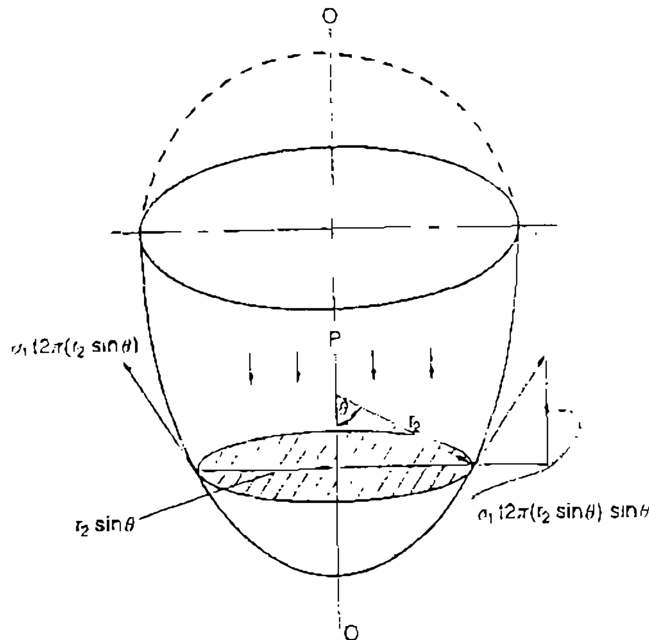
Lực này sẽ được cân bằng bởi lực được tạo ra bởi hợp phần theo phương thẳng đứng của lực ứng suất dọc trục tác dụng lên vòng của tường của bình:

$$F_1 = 2.\sigma_1.t.\pi.(r_2 \sin\theta)\sin\theta$$

Cân bằng các lực trên sẽ nhận được công thức:

$$\sigma_1 = \frac{P.r_2}{2t} \qquad (8.4)$$

Các phương trình (8.3) và (8.4) là các phương trình tổng quát và áp dụng được cho tất cả các bình xoay tròn.



Hình 8.5. Ứng suất dọc trục, lực tác dụng tại một mặt cắt ngang

Hình trụ (hình 8.6a)

Hình trụ được tạo thành bằng cách cho xoay tròn một đường thẳng song song với trục, vì vậy;

$$r_1 = \infty$$

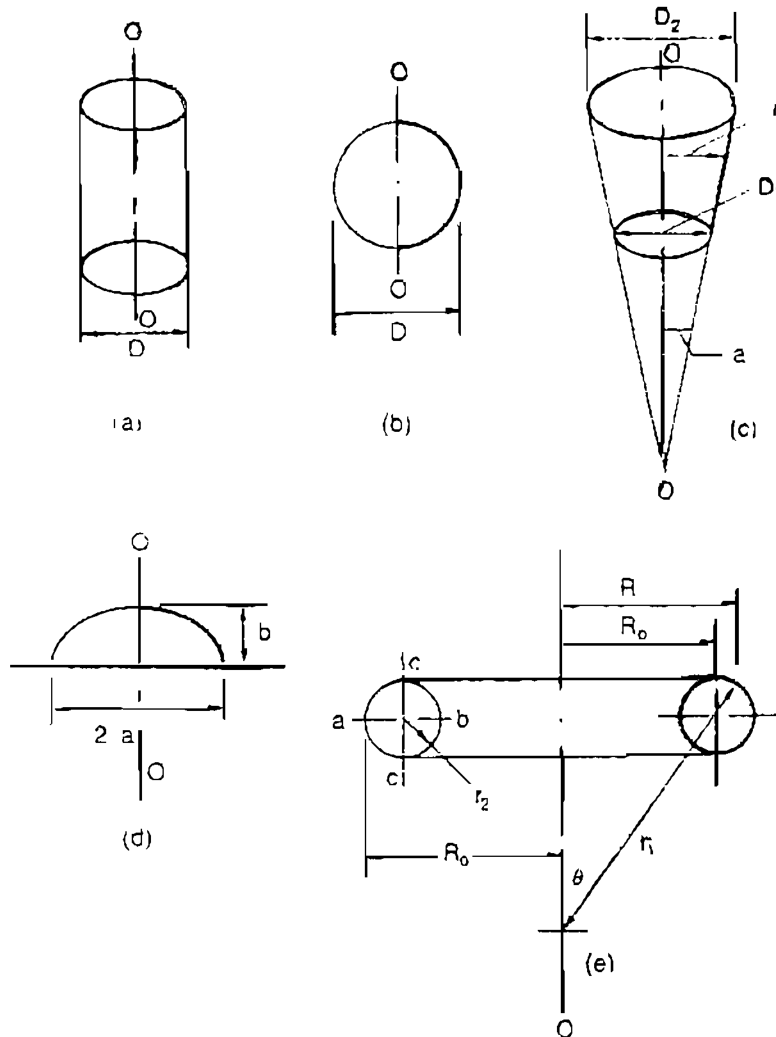
$$r_2 = \frac{D}{2}$$

Ở đây D - đường kính hình trụ.

Thay các biểu thức của r_1 và r_2 vào công thức (8.3) sẽ được các công thức:

$$\sigma_2 = \frac{PD}{2t} \qquad (8.5)$$

$$\sigma_1 = \frac{PD}{4t} \tag{8.6}$$



Hình 8.6. Một số loại bình xoay tròn

Hình cầu (hình 8.6b)

Do cho hình cầu $r_1 = r_2 = \frac{D}{2}$

Nên $\sigma_1 = \sigma_2 = \frac{PD}{4t}$ (8.7)

Hình côn (hình 8.6c)

Hình côn được tạo thành bằng cách xoay tròn quanh một trục một đường thẳng nghiêng góc α với trục quay.

Như vậy:

$$r_1 = \infty$$

$$r_2 = \frac{r}{\cos\alpha}$$

Đặt các giá trị của r_1 và r_2 vào các công thức (8.3) và (8.4) sẽ được các công thức:

$$\sigma_2 = \frac{P.r}{t.\cos\alpha} \tag{8.8}$$

$$\sigma_1 = \frac{P.r}{2t.\cos\alpha} \tag{8.9}$$

Giá trị lớn nhất của σ_1 và σ_2 sẽ đạt được tại $r = \frac{D_2}{2}$.

Hình elip (hình 8.6d)

Đối với hình elip có trục chính 2a và trục phụ 2b bán kính $r_1 = \frac{r_2^3.b^2}{a^4}$.

Từ phương trình (8-3) và (8-4) sẽ nhận được các công thức:

$$\sigma_1 = \frac{P.r_2}{2t} \tag{8.4}$$

$$\sigma_2 = \frac{P}{t}\left[r_2 - \frac{r_2^2}{2r_1}\right] \tag{8.10}$$

Tại đỉnh của elip:

$$r_1 = r_2 = \frac{a^2}{b}$$

$$\sigma_1 = \sigma_2 = \frac{P.a^2}{2t.b} \tag{8.11a}$$

Tại đáy của elip:

$r_2 = a$, vì vậy $r_1 = b^2/a$

và

$$\sigma_1 = \frac{P.a}{2t} \tag{8.11b}$$

$$\sigma_2 = \frac{P}{t}\left[a - \frac{a^2}{2b^2/a}\right] = \frac{P.a}{t}\left[1 - \frac{1}{2}\frac{a^2}{b^2}\right] \tag{8.12}$$

Do nếu $\frac{1}{2}(a/b)^2 > 1$, thì $\sigma_2 < 0$ (ứng suất nén) và bình có thể bị bẹp. Điều kiện này sẽ giới hạn tỷ lệ thực tế của chiều dài trục chính và trục phụ của elip.

Thông thường:

- Trục phụ b = 0,25a nhưng không bé hơn 0,2a;
- Chiều cao đoạn trụ $h \geq 2S$ nhưng không nhỏ hơn 25mm.

Hình xuyến (hình 8.6e)

Hình xuyến được tạo thành khi quay một vòng tròn bán kính r_2 quanh một trục. Đối với hình xuyến:

$$\sigma_1 = \frac{P.r_2}{2t} \tag{8.4}$$

$$r_1 = \frac{R}{\sin\theta} = \frac{R_o + r_2 \sin\theta}{\sin\theta}$$

Và
$$\sigma_2 = \frac{P.r_2}{t}\left[1 - \frac{r_2 \sin\theta}{2(R_o + r_2 \sin\theta)}\right] \tag{8.13}$$

Cho điểm C trên đường tâm của hình xuyến, góc $\theta = 0$, khi đó:

$$\sigma_2 = \frac{P.r_2}{t} \tag{8.14}$$

Cho điểm a ở mép ngoài cùng của vòng tròn, góc $\theta = \frac{\pi}{2}$ và $\sin\theta = 1$, khi đó:

$$\sigma_2 = \frac{P.r_2}{2t}.\left[\frac{2R_o + r_2}{R_o = r_2}\right] \tag{8.15}$$

sẽ lấy giá trị nhỏ nhất.

Cho điểm b ở mép trong cùng của vòng tròn, góc $\theta = \frac{3\pi}{2}$ và $\sin\theta = -1$, khi đó:

$$\sigma_2 = \frac{P.r_2}{2t}.\left[\frac{2R_o - r_2}{R_o - r_2}\right] \tag{8.16}$$

sẽ lấy giá trị lớn nhất.

Như vậy ứng suất σ_2 sẽ thay đổi từ giá trị lớn nhất tại mép trong cùng của vòng tròn đến giá trị nhỏ nhất tại mép ngoài cùng của vòng tròn.

Hình cầu xuyến

Hình cầu xuyến là hình thường được sử dụng làm đáy (hoặc nắp) của bình hình trụ. Hình này được tạo thành từ một phần của hình xuyến và một phần của hình cầu (Hình 8.7). Hình dạng của hình cầu xuyến rất gần với hình elip, nhưng chế tạo dễ hơn và rẻ hơn.

Trên hình (8.7) R_k là bán kính của hình xuyến, và R_c là bán kính của hình cầu. Đối với phần hình cầu:

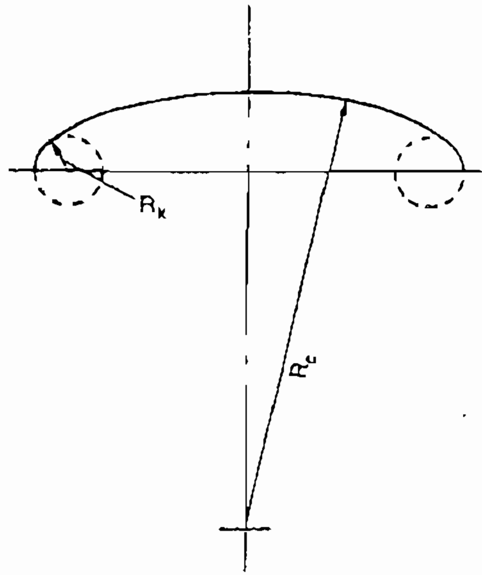
$$\sigma_1 = \sigma_2 = \frac{PR_c}{2t} \tag{8.17}$$

Đối với phần hình xuyến:

$$\sigma_1 = \frac{PR_k}{2t} \tag{8.18}$$

Ứng suất σ_2 của hình xuyến phụ thuộc vào vị trí của điểm đang xét, vì vậy σ_2 sẽ là hàm số của bán kính R_c và R_k và có thể tính theo các phương trình (8.13) và (8.7).

Đối với hình cầu xuyến nên chọn tỷ số giữa bán kính hình xuyên và bán kính hình cầu $R_k/R_c > 6/10$ để tránh bị biến dạng. Ứng suất trong phần hình xuyến sẽ cao hơn ứng suất trong phần hình cầu.



Hình 8.7. Hình cầu xuyến

8.3.3. Tấm phẳng

Tấm phẳng thường được sử dụng làm nắp đậy các cửa sửa chữa, nắp đậy các mặt bích, và làm đáy hoặc nắp của các thiết bị có đường kính bé và làm việc ở áp suất thấp.

Đối với đĩa tròn chịu tải trọng đều và được đỡ theo chu vi đường tròn ngoài cùng, thì đạo hàm ϕ (góc nghiêng) tại bán kính x bất kỳ sẽ được tính theo công thức:

$$\varphi = -\frac{dW}{dx} = -\frac{1}{D}\frac{Px^3}{16} + \frac{C_1x}{2} + \frac{C_2}{x} \qquad (8.19)$$

(Xuất sứ của phương trình này có thể tham khảo trong các tài liệu về "*Sức bền vật liệu*").

Tích phân phương trình trên sẽ được phương trình dùng để tính độ võng W của tấm phẳng:

$$W = \frac{Px^4}{64D} - C_1\frac{x^2}{4} - C_2\ln x + C_3 \qquad (8.20)$$

Ở đây:

P – cường độ của tải trọng (áp suất),

x – bán kính tính từ điểm đang xét,

D – độ cứng chống uốn, $D = \left(Et^3\right) / \left(12(1-\upsilon)\right)$,

t – chiều dày của đĩa,

υ – hệ số Poisson của vật liệu,

E – môđun Young (môđun đàn hồi).

Các hằng số tích phân C_1, C_2 và C_3 có thể tìm được từ điều kiện biên tại mép của đĩa.

Đối với các đĩa phẳng có thể gặp hai trường hợp giới hạn sau:

1, Mép của đĩa được gắn cố định, tương ứng với trường hợp đĩa có vành chắc chắn, hoặc được kết nối chặt;

2, Mép của đĩa có thể dịch chuyển tự do, tương ứng với trường hợp đĩa được kết nối yếu, hoặc có vành mỏng.

1, Đĩa được kết nối chặt (hình 8.8a)

Trường hợp này có các điều kiện biên sau:

$\phi = 0$ tại $x = 0$

$\phi = 0$ tại $x = a$

$W = 0$ tại $x = a$

Ở đây, a – bán kính của đĩa.

Từ đây tìm được các hằng số tích phân:

$$C_2 = 0,\ C_1 = \frac{Pa^2}{8D},\ \text{và}\ C_3 = \frac{Pa^4}{64D}$$

Và khi đó:

$$\phi = \frac{Px}{16D}\left(x^2 - a^2\right) \tag{8.21}$$

Và
$$W = \frac{P}{64D}\left(x^2 - a^2\right)^2 \tag{8.22}$$

Độ võng cực đại của đĩa sẽ xuất hiện ở tâm của đĩa ($x = 0$):

$$W_{max} = \frac{Pa^4}{64D} \tag{8.23}$$

Mô men uốn tính theo một đơn vị chiều dài do tải trọng (áp suất) tạo ra sẽ liên quan đến độ võng W và góc nghiêng ϕ theo công thức sau:

$$M_1 = D\left[\frac{d\phi}{dx} + \upsilon\frac{\phi}{x}\right] \tag{8.24}$$

$$M_2 = D\left[\frac{\phi}{x} + \upsilon\frac{d\phi}{dx}\right] \tag{8.25}$$

Ở đây:

M_1 – mômen tác dụng dọc theo hướng thẳng đứng,

M_2 – mômen tác dụng theo hướng bán kính.

Thay các giá trị ϕ và ${d\phi}/{dx}$ vào các phương trình (8.24) và (8.25) sẽ được các phương trình sau:

$$M_1 = \frac{P}{16}.\left(a^2(1+\upsilon) - x^2(3+\upsilon)\right) \tag{8.26}$$

$$M_2 = \frac{P}{16}\left(a^2(1+\upsilon) - x^2(1+3\upsilon)\right) \tag{8.27}$$

Các giá trị cực đại của mômen uốn sẽ đạt được tại bán kính $x = a$:

$$M_{1max} = -\frac{Pa^2}{8}, \qquad M_{2max} = -\upsilon\frac{Pa^2}{8}$$

Ứng suất uốn sẽ được xác định theo công thức:

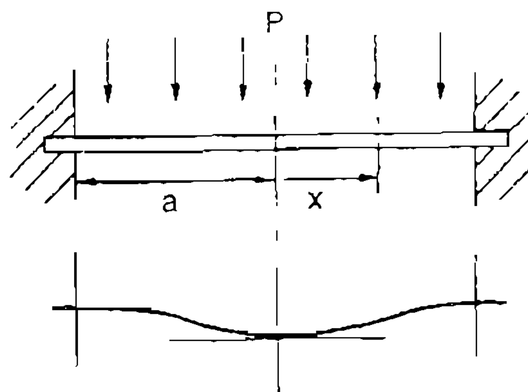
$$\sigma_b = \frac{M_1}{I'} \cdot \frac{t}{2}$$

Ở đây, I'– Mômen thứ cấp của phần diện tích tinh theo một đơn vị chiều dài:

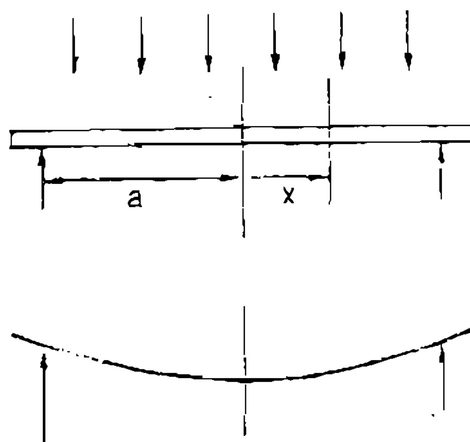
$$I' = t^3/12 .$$

Khi đó ứng suất uốn cực đại sẽ được tính theo công thức:

$$\sigma_{bmax} = \frac{6M_{1max}}{t^2} \approx \frac{3}{4}\frac{Pa^2}{t^2} \qquad (8.28)$$



(a)



(b)

Hình 8.8. Đĩa tròn phẳng

a. Đĩa gắn chắc; b. Đĩa được đỡ đơn giản

2, Đĩa được gắn đơn giản (Hình 8.8b)

Trường hợp này có các điều kiện biên sau:

$\phi = 0$ tại $x = 0$

$W = 0$ tại $x = a$

$M_1 = 0$ tại $x = a$ (dịch chuyển tự do)

Từ điều kiện biên tìm được các hằng số tích phân $C_2 = C_3 = 0$.

Khi đó:

$$\phi = -\frac{1}{D}\frac{Px^3}{16} + \frac{C_1 x}{2}$$

Và
$$\frac{d\phi}{dx} = -\frac{1}{D}\left[\frac{3Px^2}{16}\right] + \frac{C_1}{2}$$

Thay các giá trị trên vào phương trình (8.24) và cho $M_1 = 0$ tại $x = a$, sẽ được:

$$C_1 = \frac{Pa^2(3+\upsilon)}{8D(1+\upsilon)}$$

Và:
$$M_t = \frac{P}{16}(3+\upsilon)\left(a^2 - x^2\right) \tag{8.29}$$

Mômen uốn sẽ đạt giá trị cực đại tại tâm của đĩa khi $M_1 = M_2$. Vì vậy:

$$M_{1max} = M_{2max} = \frac{P(3+\upsilon)\ a^2}{16} \tag{8.30}$$

Và ứng suất uốn cực đại:

$$\sigma_{bmax} = \frac{6M_{1max}}{t^2} = \frac{3}{8}(3+\upsilon)\frac{Pa^2}{t^2} \tag{8.31}$$

Phương trình tổng quát cho đĩa phẳng

Phương trình tổng quát dùng để xác định chiều dày của đĩa phẳng có thể chịu được tải trọng do áp suất tạo ra có thể viết dưới dạng sau:

$$t = CD\sqrt{\frac{P}{f}} \tag{8.32}$$

Ở đây:

f – ứng suất tối đa cho phép (ứng suất thiết kế),

D – đường kính hiệu dụng của đĩa,

C – hằng số phụ thuộc vào cách gá đĩa.

Giá trị giới hạn của hằng số C có thể nhận được từ các phương trình (8.28) và (8.30). Chọn hệ số Poisson $\upsilon = 0,3$ (giá trị điển hình cho thép), và nếu đĩa được gá chắc chắn (cố định) thì hằng số C = 0,43, còn khi đĩa được gá đơn giản (gần như tự do) thì hằng số C = 0,56.

8.4. CÁC THÔNG SỐ THIẾT KẾ CHÍNH CỦA BÌNH CHỊU ÁP SUẤT

8.4.1. Áp suất thiết kế

Bình phải được thiết kế sao cho chịu được áp suất tối đa có thể xuất hiện trong quá trình làm việc.

Đối với các bình chịu áp suất bên trong, áp suất thiết kế thường được lấy bằng áp suất mở van an toàn. Thông thường áp suất này cao hơn so với áp suất làm việc bình thường khoảng 5 - 10% để có thể chịu được những sai sót trong hoạt động của thiết bị khi có những trục trặc trong thực hiện quá trình. Trường hợp áp suất thủy tĩnh ở đáy bình là đáng kể thì cần phải cộng thêm đại lượng này vào áp suất làm việc.

Bình chịu áp suất ngoài cần phải được thiết kế sao cho chịu được chênh lệch tối đa của áp suất ở bên ngoài và bên trong bình. Các bình làm việc ở áp suất chân không cần phải được thiết kế với độ chênh lệch áp suất bằng 1 bar (trừ trường hợp bình có lắp hệ thống tự động khống chế độ chân không làm việc hiệu quả và có độ tin cậy cao).

8.4.2. Nhiệt độ thiết kế

Độ bền của kim loại sẽ giảm khi nhiệt độ tăng (xem chương 7), vì vậy áp suất thiết kế tối đa cho phép sẽ phụ thuộc vào nhiệt độ của vật liệu. Nhiệt độ, theo đó để xác định ứng suất thiết kế của vật liệu, phải là nhiệt độ làm việc lớn nhất có tính đến sai số cho phép trong việc dự đoán nhiệt độ của thành bình.

8.4.3. Vật liệu chế tạo

Bình chịu áp suất thường được chế tạo từ thép cácbon, thép hợp kim mác thấp và mác cao, các loại hợp kim khác, các tấm được bọc kim loại và các loại chất dẻo được tăng cứng.

Khi tiến hành chọn vật liệu thích hợp để chế tạo bình, cần phải tính đến khả năng gia công vật liệu trong chế tạo bình (đặc biệt là khả năng hàn vật liệu), cũng như sự phù hợp của vật liệu với môi trường trong đó diễn ra quá trình công nghệ.

Trong bộ các mã số và tiêu chuẩn thiết kế bình chịu áp suất đã kèm theo danh sách các vật liệu có thể sử dụng trong chế tạo bình chịu áp suất và các vật liệu này đáp ứng các tiêu chuẩn của các vật liệu thích hợp dùng để chế tạo bình.

Ở nước Anh, thép cácbon và thép hợp kim dùng để chế tạo bình chịu áp suất được thể hiện trong bộ tiêu chuẩn BS 1501 cho thép tấm, BS 1502 cho dầm thép và thép hình, BS 1503 cho thép rèn, và BS 1504 cho thép đúc.

8.4.4. Ứng suất thiết kế (độ bền thiết kế danh nghĩa)

Cho mục đích thiết kế, cần phải quyết định giá trị ứng suất tối đa cho phép (độ bền thiết kế danh nghĩa) có thể chấp nhận đối với loại vật liệu chế tạo.

Giá trị trên có thể xác định được khi sử dụng "hệ số ứng suất thiết kế" phù hợp (hệ số an toàn) đối với ứng suất tối đa mà vật liệu chế tạo có thể chịu đựng được và không bị hư hại trong các điều kiện thử độ bền tiêu chuẩn. Hệ số ứng suất thiết kế được sử dụng để bù trừ cho sự không chắc chắn của các phương pháp thiết kế, cho sự không chính xác của tải trọng, cho sự không đồng đều của chất lượng vật liệu chế tạo, cũng như cho sự không đồng đều của quá trình chế tạo.

Đối với vật liệu không chịu được nhiệt độ cao, ứng suất thiết kế sẽ được căn cứ vào ứng suất biến dạng (hoặc ứng suất thử nghiệm), hoặc dựa vào độ bền kéo (giới hạn ứng suất kéo) của vật liệu tại nhiệt độ thiết kế.

Dối với các vật liệu chế tạo bình, khi hiện tượng rão vật liệu cần phải được tính đến, thì chọn ứng suất thiết kế phải căn cứ vào các đặc trưng rão của vật liệu: áp suất trung bình làm đứt vật liệu sau 10^5 giờ, hoặc ứng suất trung bình tạo ra độ biến dạng 1% sau 10^5 giờ tại nhiệt độ thiết kế.

Các giá trị điển hình của hệ số ứng suất thiết kế cho một số vật liệu xem bảng 8.1

Bảng 8.1. Hệ số ứng suất thiết kế

Tính chất	Vật liệu		
	Thép cácbon, Thép hợp kim cácbon - mangan mác thấp	**Thép không gỉ Austenit**	**Kim loại không chứa sắt**
Ứng suất biến dạng nhỏ nhất, hoặc 0,2% ứng suất thử nghiệm tại nhiệt độ thiết kế.	1,5	1,5	1,5
Độ bền kéo nhỏ nhất tại nhiệt độ phòng.	2,35	2,5	4,0
Ứng suất trung bình làm đứt vật liệu sau 10^5 giờ tại nhiệt độ thiết kế.	1,5	1,5	1,0

Theo tiêu chuẩn BS 5500 của Anh, độ bền thiết kế danh nghĩa (ứng suất thiết kế cho phép) khi sử dụng các phương pháp thiết kế dẫn trong bộ tiêu chuẩn đã được liệt kê cho dãy vật liệu có trong bộ chuẩn này. Các tiêu chuẩn cần phải được chọn cho phù hợp với các nguyên tắc và các hệ số ứng suất thiết kế được sử dụng trong việc xác định độ bền thiết kế dang nghĩa (ứng suất thiết kế cho phép).

Các giá trị điển hình của ứng suất thiết kế cho một số loại vật liệu thông dụng được dẫn trong bảng 8.2. Các giá trị này có thể sử dụng cho các thiết kế sơ bộ. Khi thiết kế chi tiết các bình chịu áp suất các tiêu chuẩn và các mã số cần được điều chỉnh theo các giá trị của ứng suất thiết kế đã được sử dụng.

Bảng 8.2. Ứng suất thiết kế điển hình cho thép tấm

(Các tiêu chuẩn vật liệu thích hợp cần được chọn theo từng chủng loại và độ dày riêng của tấm thép)

Vật liệu	Độ bền kéo N/mm^2	Ứng suất thiết kế tại t^o C (N/mm^2)									
		0 đến 50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
Thép cácbon (khử oxy bán phần hoặc khử silíc)	360	135	125	115	105	95	85	80	70		
Thép cácbon - mangan (khử oxy bán phần hoặc khử silíc)	460	180	170	150	140	130	115	105	100		
Thép cácbon - môlípđen, 0,5% Mo	450	180	170	145	140	130	120	110	110		
Thép hợp kim mác thấp (Ni, Cr, Mo, V)	550	240	240	240	240	240	235	230	220	190	170
Thép không gỉ 18Cr/8Ni chưa được ổn định (SUS 304)	510	165	145	130	115	110	105	100	100	95	90
Thép không gỉ 18Cr/8Ni đã được ổn định bằng Ti (SUS 321)	540	165	150	140	135	130	130	125	120	120	115
Thép không gỉ 18Cr/8Ni Mo2,5% (SUS 316)	520	175	150	135	120	115	110	105	105	100	95

8.4.5. Hiệu suất hàn ghép nối và phân loại các kết cấu

Độ bền của mối hàn sẽ phụ thuộc vào kiểu ghép nối và vào chất lượng của mối hàn.

Các mối hàn phải được kiểm tra bằng phương pháp siêu âm (để tránh phá hỏng vật liệu).

Độ bền thấp nhất có thể đạt được của mối hàn được xác định bằng cách nhân ứng suất thiết kế cho phép của vật liệu với "hệ số hàn" J. Độ lớn của hệ số hàn J được sử dụng trong thiết kế sẽ phụ thuộc vào loại mối hàn và vào lượng mẫu cần thiết dùng cho kiểm tra siêu âm theo quy định của bộ chuẩn thiết kế. Các giá trị điển hình của hệ số hàn J cho trong bảng 8.3. Khi hệ số hàn bằng 1,0 thì điều này có nghĩa là mối hàn có độ bền như của tấm thép. Điều này có thể đạt được bằng cách siêu âm toàn bộ chiều dài đường hàn, cắt và đánh dấu tất cả các khuyết tật của mối hàn. Nếu sử dụng hệ số hàn thấp trong thiết kế (khi đó có thể giảm kinh phí siêu âm), sẽ làm cho thành bình dày hơn và bình sẽ nặng hơn. Vì vậy người thiết kế phải cân đối giữa kinh phí tiết kiệm được khi siêu âm và tăng kinh phí chế tạo khi tăng giá thành vật liệu.

Bảng 8.3. Hiệu suất làm việc tối đa cho phép

Kiểu mối hàn	Mức độ siêu âm		
	100%	Tại một số vị trí	0%
Mối hàn kép nối đỉnh hoặc tương đương	1,0	0,85	0,7
Mối hàn đơn nối đỉnh, kết nối bằng dải liên kết.	0,9	0,8	0,65

Bộ chuẩn và mã số quốc gia chia kết cấu của bình chịu áp suất thành các cấp bậc khác nhau tùy thuộc vào mức độ thử nghiệm và kiểm tra bằng siêu âm cần phải tiến hành. Các cấp bậc cao nhất yêu cầu phải siêu âm 100% các mối hàn và phải sử dụng các giá trị cao nhất của hệ số hàn J. Các cấp bậc thấp hơn yêu cầu thử nghiệm kiểm tra bằng siêu âm ít hơn, nhưng chỉ được phép sử dụng hệ số hàn thấp hơn, và phải đưa ra các giới hạn về độ dày của tấm phẳng cũng như loại vật liệu có thể được sử dụng. Cấp bậc cao nhất sẽ luôn được áp dụng cho các bình chịu áp suất làm việc ở điều kiện công nghiệp.

Các chuẩn cần được cân nhắc để có thể đưa ra quyết định về các giới hạn và các yêu cầu của cấp bậc kết cấu đã chọn. Các hệ số về hiệu suất hàn sẽ không được sử dụng như trong các phương trình thiết kế ở trong bộ chuẩn BS 5500. Thay vào đó, các giới hạn của các giá trị về độ bền thiết kế danh nghĩa (ứng suất thiết kế cho phép) của vật liệu thuộc cấp bậc kết cấu thấp hơn sẽ được sử dụng. Bộ chuẩn sẽ định ra ba cấp bậc kết cấu như sau:

Cấp bậc 1: Đây là hạng cao nhất, yêu cầu thử nghiệm kiểm tra 100% các mối hàn bằng siêu âm, và cho phép sử dụng tất cả các vật liệu có trong bộ chuẩn, đồng thời không đặt các giới hạn về độ dày của tấm phẳng (đĩa phẳng).

Cấp bậc 2: Yêu cầu kiểm tra không phá hủy mẫu bằng siêu âm ít hơn, nhưng lại đặt ra một số giới hạn về loại vật liệu có thể sử dụng, cũng như độ dày tối đa của tấm phẳng (đĩa phẳng).

Cấp bậc 3: Đây là hạng thấp nhất. Ở cấp này các mối hàn chỉ cần kiểm tra bằng quan sát, nhưng chỉ áp dụng được cho các loại thép cácbon, thép cácbon - mangan, và thép không gỉ Austenit. Ngoài ra chiều dày của tấm phẳng và ứng suất thiết kế danh nghĩa cũng phải được chọn trong một phạm vi nhất định. Đối với thép cácbon và cácbon - mangan chiều dày của tấm không được vượt quá 16 mm, và ứng suất thiết kế bằng khoảng 1/2 ứng suất thiết kế của cấp bậc 1 và cấp bậc 2. Đối với thép không gỉ chiều dày của tấm không được vượt quá 25 mm, và ứng suất thiết kế bằng khoảng 80% ứng suất thiết kế của các cấp bậc khác.

8.4.6. Độ ăn mòn cho phép

Độ ăn mòn cho phép là chiều dày bổ sung của tấm kim loại để bù vào phần mất mát do ăn mòn và bào mòn, hoặc do sự đóng cặn gây ra. Chiều dày bổ sung sẽ được áp dụng cần được thỏa thuận giữa nhà sản xuất và người sử dụng. Ăn mòn là các hiện tượng phức tạp, vì vậy không thể đưa ra quy tắc chung dùng để đánh giá độ ăn mòn cho phép cho tất cả các trường hợp. Độ ăn mòn cho phép cần phải được xác định dựa vào thực nghiệm cho vật liệu chế tạo ở cùng các điều kiện làm việc như cho trường hợp thiết kế đã chọn. Đối với thép cácbon và thép hợp kim mác thấp, trong môi trường ăn mòn không khắc nghiệt, thì chiều dày bổ sung cho tấm thép bằng 2,0 mm sẽ được áp dụng. Trong môi trường ăn mòn khắc nghiệt, chiều dày này cần được tăng đến 4,0 mm. Đại đa số các chuẩn và mã số thiết kế đều quy định chiều dày bổ sung này bằng 1,0 mm.

8.4.7. Tải trọng thiết kế

Cấu trúc của bình phải được thiết kế để chịu được biến dạng dẻo lớn và không bị phá hỏng dưới tác dụng của mọi điều kiện của tải trọng. Các tải trọng bình áp suất phải chịu tác dụng sẽ được liệt kê dưới đây. Các tải trọng này được chia thành các tải trọng chính (đây là tải trọng luôn được xét đến khi thiết kế bình), và các tải trọng phụ. Việc phân tích ứng suất một cách hình thức để xác định hiệu ứng của các tải trọng phụ sẽ chỉ có nhu cầu cho các bộ chuẩn và bộ mã số khi không thể chứng tỏ được sự hợp lý của phương án thiết kế đã chọn bằng các phương tiện khác (ví dụ như bằng cách so sánh các phương án thiết kế đã chọn với hành vi của các bình đang được sử dụng).

Tải trọng chính

1. Áp suất thiết kế (bao gồm cả áp suất thủy tĩnh do chất lỏng tạo ra);
2. Trọng lượng tối đa của bình và của các phần bên trong bình ở điều kiện làm việc;
3. Trọng lượng tối đa của bình và của các phần bên trongg bình ở các điều kiện thử thủy lực;
4. Tải trọng do gió tạo ra;
5. Tải trọng do địa chấn (động đất);
6. Tải trọng do giá đỡ bình tạo ra hoặc do các phản lực tác dụng lên bình.

Tải trọng phụ

1. Các ứng suất cục bộ do giá đỡ, do các kết cấu bên trong bình và do kết nối giữa các đường ống gây ra;
2. Tải trọng do va đập thủy lực hoặc do các bộ phận bên trong bình nổi lên gây ra;
3. Các mômen uốn do sự lệch tâm của tâm tác dụng của áp suất làm việc so với trục trung tâm của bình gây ra;
4. Các ứng suất được tạo ra do sự chênh lệch nhiệt độ và sự khác nhau về hệ số giãn nở của vật liệu gây ra;
5. Các tải trọng do thăng giáng nhiệt độ và thăng giáng áp suất gây ra.

Bình chịu áp suất sẽ không đồng thời chịu tất cả các tải trọng trên. Người thiết kế phải xác định được sự kết hợp có thể của các tải trọng nào sẽ tạo ra tình huống xấu nhất, và phải tiến hành thiết kế theo các điều kiện kết hợp của các tải trọng này.

8.4.8. Chiều dày thực tế nhỏ nhất của thành bình

Chiều dày thành bình nhỏ nhất chính là chiều dày tối thiểu cần thiết để bình có thể đủ độ chắc chắn để chịu được trọng lượng của bản thân bình và các tải trọng phụ. Để có định hướng chung, trong bảng dưới đây sẽ dẫn các giá trị chiều dày thành bình nhỏ nhất, trong đó đã tính đến độ ăn mòn cho phép bằng 2 mm.

Đường kính bình, m	Chiều dày nhỏ nhất của thành bình,mm
1	5
1 đến 2	7
2 đến 2,5	9
2,5 đến 3,0	10
3,0 đến 3,5	12

8.5. THIẾT KẾ BÌNH THÀNH MỎNG CHỊU ÁP SUẤT BÊN TRONG

8.5.1. Bình hình trụ và bình hình cầu

Đối với bình hình trụ chịu áp suất bên trong chiều dày nhỏ nhất của thành bình có thể được xác định theo công thức (8.5). Ứng suất hình trụ sẽ là ứng suất có giá trị lớn hơn trong hai ứng suất chính.

Nếu D_i là đường kính trong của bình và e là chiều dày yêu cầu nhỏ nhất của thành bình, thì đường kính trung bình sẽ bằng $(D_i + e)$. Đặt giá trị này của đường kính vào công thức (8.5) sẽ được:

$$e = \frac{P_i(D_i + e)}{2f}$$

Ở đây:

f – ứng suất thiết kế;

P_i – áp suất bên trong bình.

Từ công thức trên sẽ nhận được công thức:

$$e = \frac{P_i D_i}{2f - P_i} \qquad (8.33)$$

Đây là công thức được dẫn trong bộ tiêu chuẩn BS 5500 của Anh.

Chiều dày nhỏ nhất của thành bình cầu có thể tính theo công thức nhận được từ công thức (8.7):

$$e = \frac{P_i D_i}{4f - P_i} \qquad (8.34)$$

Công thức cho bình cầu được dẫn trong bộ tiêu chuẩn BS 5500 của Anh có dạng:

$$e = \frac{P_i D_i}{4f - 1,2P_i} \qquad (8.35)$$

Công thức trong bộ tiêu chuẩn BS 5500 của Anh hơi khác công thức (8.34) vì công thức này có xuất sứ từ công thức cho bình tường dày.

Khi sử dụng hệ số hàn J, các công thức (8.33) và (8.34) sẽ có dạng:

$$e = \frac{P_i.D_i}{2J.f - P_i} \qquad (8.36a)$$

và

$$e = \frac{P_i.D_i}{2J.f - 1,2P_i} \qquad (8.37a)$$

Ở đây J là hệ số hàn.

Các đại lượng trong các công thức (8.36a) và (8.37a) phải có đơn vị đo trong cùng một hệ đơn vị đo.

8.5.2. Đáy và nắp bình

Các đáy của bình hình trụ được bít kín bằng nắp (và đáy) có hình dạng khác nhau. Đáy và nắp bình có hình dạng chính sau:

1. Dùng các tấm phẳng để tạo thành đáy (và nắp) (Hình 8.9);

2. Nắp (và đáy) hình bán cầu (Hình 8.10a);

3. Nắp (và đáy) hình elíp (Hình 8.10b);

4. Nắp (và đáy) hình cầu xuyến (Hình 8.10c).

5. Nắp (và đáy) hình bán cầu và hình cầu xuyến đều thuộc loại nắp (đáy) hình vòm. Các nắp (và đáy) loại vòm được chế tạo bằng phương pháp dập hoặc gò. Các nắp (và đáy) đường kính lớn được chế tạo từ các hợp phần. Nắp và đáy hình cầu xuyến thường được xếp vào nhóm đáy tròn.

Tỷ lệ kích thước của các nắp và đáy hình vòm có trong bộ các tiêu chuẩn và mã số của các nước.

Đáy và nắp kiểu hình cầu xuyến là kiểu được sử dụng rộng rãi nhất cho các bình với áp suất làm việc đến 15 bar. Đáy và nắp kiểu này có thể sử dụng ở áp suất cao hơn, nhưng khi áp suất P > 10 bar giá thành của đáy và nắp kiểu này sẽ tương đương với giá thành của đáy và nắp elíp. Khi áp suất làm việc P > 15 bar đáy và nắp kiểu elíp sẽ có hiệu quả kinh tế cao nhất.

Đáy và nắp kiểu bán cầu có hình dạng chắc chắn nhất, và có thể chịu được áp suất gấp khoảng hai lần áp suất làm việc của đáy và nắp hình cầu xuyến có cùng độ dày của thành. Tuy nhiên, giá thành của đáy và nắp bán cầu sẽ cao hơn so với đáy và nắp hình cầu xuyến. Vì vậy đáy và nắp bán cầu thường được sử dụng ở áp suất cao.

8.5.3. Thiết kế đáy và nắp phẳng

Tuy đáy và nắp phẳng có giá thành thấp nhưng về mặt cấu trúc đây là loại đáy và nắp không hiệu quả, và để chịu áp suất cao hoặc khi bình có đường kính lớn đáy và nắp phẳng phải có độ dày lớn.

Phương trình dùng để xác định độ dày của đáy và nắp phẳng được đưa ra dựa trên phân tích các ứng suất của đĩa phẳng. Chiều dày của tấm phẳng sẽ phụ thuộc vào mức độ cố định của đĩa theo chu vi đĩa.

Chiều dày cần thiết nhỏ nhất của dĩa được xác định theo công thức:

$$e = C_p D_e \sqrt{\frac{P_i}{f}} \quad (8.38)$$

Ở đây:

C_p – hệ số thiết kế phụ thuộc vào mức độ cố định mép đĩa;

D_e – đường kính danh nghĩa của đĩa;

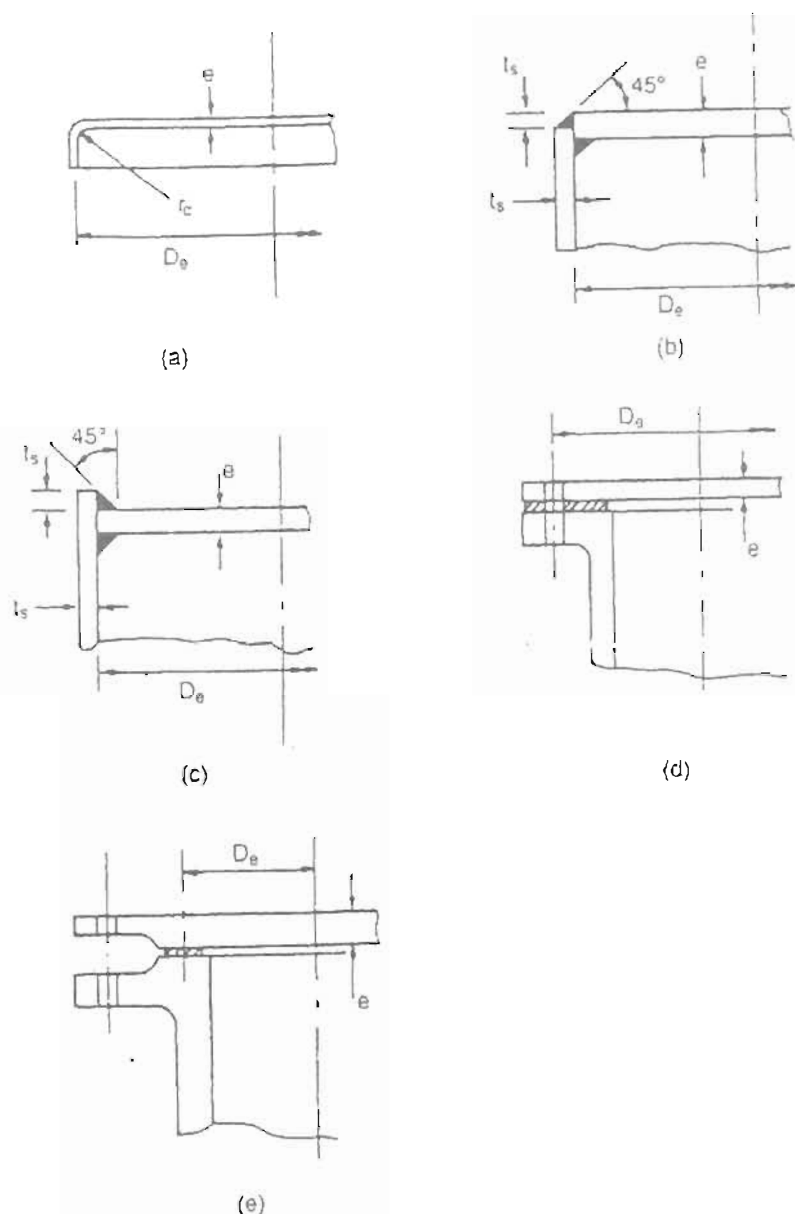
f – ứng suất thiết kế;

P_i – áp suất bên trong bình.

Đơn vị đo của các đại lượng trong công thức trên phải thuộc cùng một hệ đơn vị đo.

Chọn nắp và đáy

Các tấm phẳng thường được sử dụng làm nắp đậy các cửa sửa chữa và nắp của các thiết bị trao đổi nhiệt. Các nắp và đáy kiểu tấm phẳng được chế tạo bằng cách uốn cong với bán kính nhỏ một tấm phẳng (Hình 8.9a). Bán kính góc cong giúp giảm sự thay đổi đột ngột của hình dạng ở tại mối kết nối với hình trụ, và như vậy sẽ giảm được các ứng suất cục bộ ở một số phần lân cận của bình. Đáy và nắp kiểu tấm phẳng là kiểu có giá thành thấp nhất, nhưng chỉ áp dụng được cho các bình có đường kính nhỏ và chịu áp suất thấp.



Hình 8.9. Đáy và nắp kiểu tấm phẳng
a. Đáy phẳng gò mép; b, c. Đáy hàn; d,e. Nắp kết nối bằng bulông

Các giá trị của hệ số thiết kế C_p và đường kính danh nghĩa của dĩa D_e được cho trong các bộ tiêu chuẩn và mã số cho các loại đáy và nắp phẳng khác nhau (BS 5500).

Hệ số thiết kế C_p và đường kính danh nghĩa D_e cho một số loại đáy và nắp phẳng tiêu biểu được thể hiện trên hình 8.9 có các giá trị sau:

a. Đối với đáy và nắp phẳng có đường kính D < 0,6 m, và bán kính uốn cong nhỏ nhất bằng 0,25e, hệ số C_p = 0,45 và $D_e = D_i$ (đường kính trong).

b, c. Đối với đĩa được hàn vào đáy của thân trụ có rãnh hàn với góc nghiêng của rãnh hàn bằng 45° và chiều sâu của rãnh hàn bằng độ dày của đĩa, hệ số C_p = 0,55 và $D_e = D_i$ (đường kính trong).

d. Đối với nắp kết nối bằng bu lông và vòng đệm phủ kín toàn bộ mặt bích, hệ số C_p = 0,4 và D_e sẽ bằng đường kính vòng tròn của tâm bu lông (hình 8.9d).

e. Đối với nắp kết nối bằng bu lông và vòng đệm hẹp, hệ số $C_p = 0,55$ và D_e sẽ bằng đường kính trung bình của vòng đệm (Hình 8.9c).

8.5.4. Thiết kế đáy và nắp hình vòm

Các phương trình và các đồ thị dùng để thiết kế chi tiết các loại đáy và nắp hình vòm khác nhau được dẫn trong các bộ chuẩn và mã số. Bộ chuẩn và mã số áp dụng cho cả đáy và nắp có khoan lỗ và không khoan lỗ. Đáy và nắp có khoan lỗ bao gồm cả các lỗ hở và các đường kết nối với các bộ phận bên ngoài. Trong những trường hợp này chiều dày của đáy và nắp cần phải được tăng cường để bù lại phần suy giảm độ bền do các lỗ gây ra (nếu như các lỗ không được tăng cứng cục bộ).

Để thuận tiện, trong phần này sẽ đưa ra các phương trình đã được đơn giản hóa, và các phương trình này sẽ thích hợp cho việc thiết kế sơ bộ các đáy và nắp không đục lỗ, cũng như các đáy và nắp có đục lỗ nhưng đã được bù tăng cường đầy đủ.

Đáy và nắp bán cầu

Dựa vào các phương trình (8.5) và (8.7) có thể tính kiểm tra cho trường hợp ứng suất như nhau, thì chiều dày của đáy và nắp hình cầu sẽ chỉ bằng 1/2 chiều dày của thân hình trụ của bình. Tuy nhiên khi đó sự dãn nở của đáy (nắp) và thân bình sẽ khác nhau, và ứng suất không liên tục có thể sẽ xuất hiện tại vị trí kết nối giữa đáy (nắp) và thân trụ của bình. Nhằm tránh sự khác nhau trong dãn nở giữa hai phần đáy (nắp) và thân bình (sức căng theo hướng bán kính bằng nhau) có thể chỉ ra được cho các loại thép (hệ số Poisson $\upsilon = 0,3$) tỷ số chiều dày của đáy (nắp) dạng bán cầu trên chiều dày của thân trụ phải bằng7/17. Tuy nhiên khi đó ứng suất trong đáy (nắp) sẽ lớn hơn so với ứng suất trong thân trụ. Vì vậy tỷ số tối ưu của chiều dày đáy (nắp) bán cầu trên chiều dày của thân trụ thường chọn bằng 0,6.

Đáy và nắp elip

Đáy và nắp elip chuẩn được chế tạo với tỷ số trục chính trên trục phụ bằng 2:1. Cho tỷ số này chiều dày nhỏ nhất của elip được tính theo công thức:

$$e = \frac{P_i.D_i}{2J.f - 0,2P_i} \qquad (8.39)$$

Đáy và nắp hình cầu xuyến

Ở đáy (nắp) hình cầu xuyến sẽ có hai mối kết nối: kết nối phần trụ với đáy (nắp) và kết nối giữa phần chóp và phần xuyến. Ứng suất uốn và ứng suất trượt phát sinh do sự dãn nở khác nhau tại các điểm sẽ phải tính đến khi thiết kế đáy (nắp). Theo một quan điểm thiết kế, phương trình cơ bản của đáy (nắp) bán cầu sẽ được sử dụng nhưng phải sử dụng thêm hệ số tập trung ứng suất nhằm tính đến sự gia tăng ứng suất do sự không liên tục gây ra. Hệ số tập trung ứng suất sẽ là hàm số của bán kính hình cầu R_c và bán kính hình xuyến R_k (hình 8.7).

$$e = \frac{P_i.R_c.C_s}{2J.f + P_i(C_s - 0,2)_i} \qquad (8.40)$$

Ở đây:

$C_s = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}}\right)$ - hệ số tập trung ứng suất cho đáy (nắp) hình cầu xuyến.

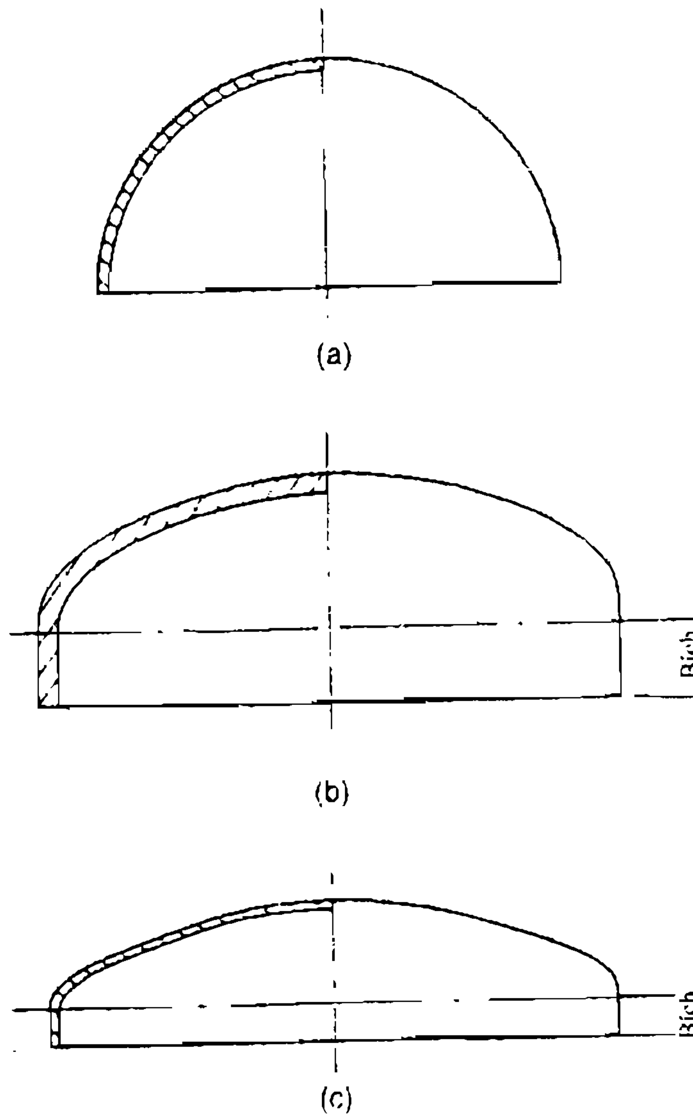
R_c – bán kính hình cầu.

R_k – bán kính hình xuyến.

Tỷ số giữa bán kính hình xuyến trên bán kính hình cầu R_k/R_c phải lớn hơn 0,06 để tránh biến dạng. Ngoài ra bán kính của chỏm cầu R_c phải nhỏ hơn đường kính của thân trụ.

Đơn vị đo của các đại lượng trong phương trình (8.39) và (8.40) phải thuộc cùng một hệ đơn vị đo.

Đối với các đáy (nắp) được chế tạo không có các mối kết nối, hệ số kết nối được chọn J = 1,0.



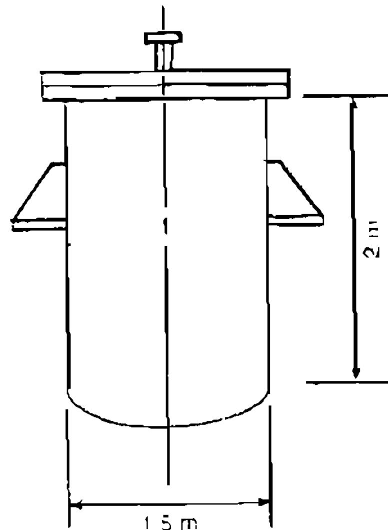
Hình 8.10. Đáy và nắp hình vòm
a. Hình bán cầu; b. Hình elip; c. Hình cầu xuyến

Phần gờ trụ của đáy và nắp hình vòm

Đáy và nắp hình vòm được chế tạo có một đoạn trụ thẳng ngắn được gọi là gờ đáy (nắp) (hình 8.10). Kết nối giữa phần hình vòm và phần trụ được thực hiện bằng đường hàn tại điểm gãy giữa đáy (nắp) và gờ trụ của bình.

Ví dụ 8.1

Hãy đánh giá chiều dày cần thiết của các hợp phần của thiết bị được thể hiện trên sơ đồ sau:



Thiết bị làm việc ở áp suất (tuyệt đối) P = 14 bar và nhiệt độ t = 300°C. Vật liệu chế tạo thiết bị: thép cácbon. Đường hàn được kiểm tra toàn phần bằng siêu âm. Độ ăn mòn cho phép bằng 2 mm.

Bài giải

Chọn áp suất thiết kế lớn hơn 10% so với áp suất làm việc:

$$P_i = (14-1).1,1 \approx 14.3 \text{ bar} = 1,43 \text{ N/mm}^2$$

Tại nhiệt độ làm việc t = 300°C: từ bảng 8.2 tìm được ứng suất thiết kế điển hình f = 85 N/mm²

Thân trụ

Chiều dày nhỏ nhất của thân trụ được tính theo công thức (8.33):

$$e = \frac{P_i D_i}{2f\text{-}P_i} = \frac{1,43.1,5.10^3}{2.85-1,43} = 12,7 \text{ mm}$$

Chiều dày thân trụ gồm cả phần chịu ăn mòn:

$$s = e + 2 = 12,7 + 2 = 14,7 \text{ mm}$$

Chọn tấm thép phẳng có chiều dày s = 15 mm.

Đáy vòm

1. Đáy hình cầu xuyến chuẩn:

Bán kính cầu $R_c = D_i = 1,5$ m.

Bán kính hình xuyến $R_k = 6\%R_c = 0,06.1,5 = 0,09$ m.

Đáy có kích thước trên được chế tạo bằng phương pháp dập (không có đường hàn) vì vậy hệ số hàn J = 1,0.

Chiều dày cần thiết nhỏ nhất của đáy cầu xuyến được tính theo công thức (8.40):

$$e = \frac{P_i R_c C_s}{2J.f + P_i(C_s - 0,2)}$$

Ở đây C_s – yếu tố tập trung ứng suất được tính theo công thức:

$$C_s = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}}\right) = \frac{1}{4}\left[3 + \sqrt{\frac{1,5}{0,09}}\right] = 1,77 \text{ m.}$$

Từ đây tìm được:

$$e = \frac{1,43.1,5.10^3.1,77}{2.1.85 + 1,43.(1,77 - 0,2)} = 22,0 \text{ mm.}$$

2. Đáy và nắp elíp chuẩn với tỷ số trục chính trên trục phụ bằng 2:1.

Theo công thức (8.39) chiều dày cần thiết nhỏ nhất:

$$e = \frac{P_i D_i}{2J.f - 0,2P_i} = \frac{1,43.1,5.10^3}{2.1.85 - 0,2.1,43} = 12,7 \text{ mm.}$$

Như vậy đáy elíp sẽ cho hiệu quả kinh tế cao nhất. Chọn chiều dày của đáy elíp cũng bằng chiều dày của thân trụ s = 15 mm.

3. Đáy và nắp phẳng

Chọn vòng đệm phủ kín toàn bộ mặt bích: $C_p = 0,4$.

D_c = đường kính của tâm bu lông và chọn gần đúng bằng 1,7 m.

Chiều dày cần thiết nhỏ nhất của đáy phẳng được tính theo công thức (8.38):

$$e = C_p D_c \sqrt{\frac{P_i}{f}} = 0,4.1,7.10^3\sqrt{\frac{1,43}{85}} = 88,4 \text{ mm.}$$

Tính bổ sung phần ăn mòn (2 mm) và sau khi làm tròn s = 90 mm.

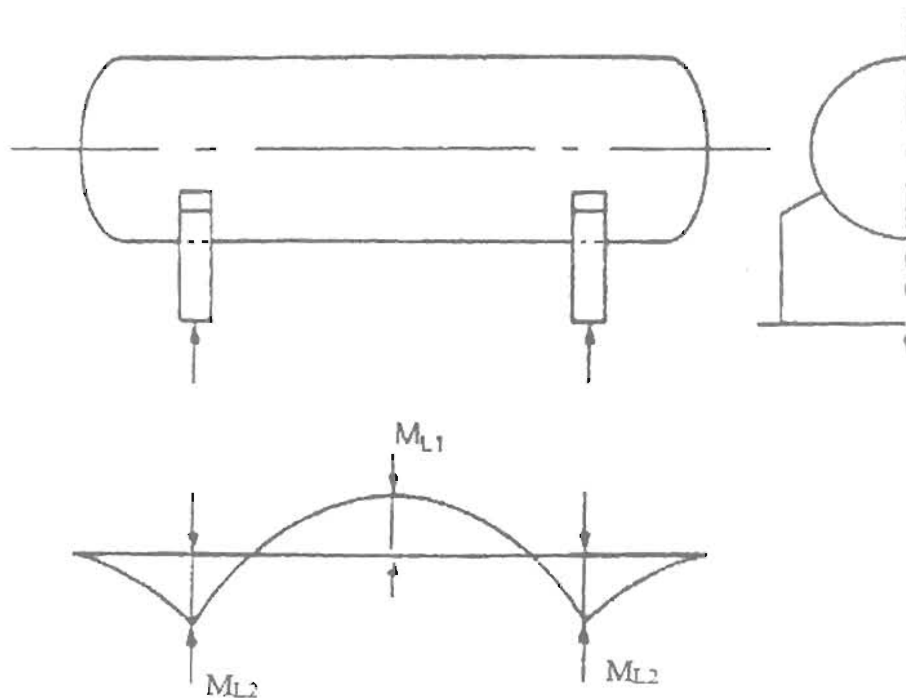
Kết quả nhận được cho thấy đáy (nắp) phẳng không hiệu quả. Sẽ tốt hơn nếu sử dụng đáy phẳng gò mép (hình 8.9a).

8.6. GIÁ ĐỠ BÌNH (THIẾT BỊ)

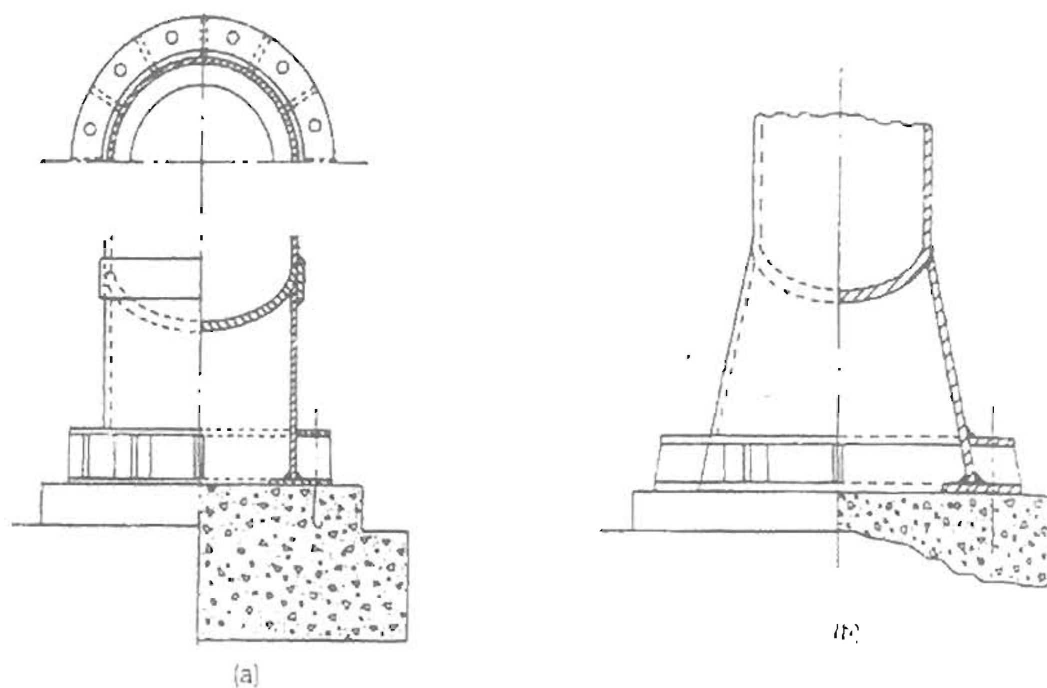
Phương pháp dùng để đỡ bình phụ thuộc vào kích thước, hình dạng, trọng lượng của bình, vào nhiệt độ, áp suất, vào địa điểm đặt bình, vào sự sắp đặt bình, vào các trang thiết bị phụ bên trong và bên ngoài bình, vào tỷ số giữa chiều cao và đường kính của bình cũng như phụ thuộc vào nhu cầu kết nối bình với các thiết bị khác.

Bình nằm ngang thường được lắp chặt vào hai gối đỡ hình yên ngựa (hình 8.11). Vỏ (trụ) đỡ thường dùng cho các tháp cao và thẳng đứng được đặt ở ngoài trời (hình 8.12). Trụ đỡ kiểu nón cụt (hình 8.12b) được sử dụng cho các thiết bị có đường kính D ≤ 1m. Chân đỡ và tai treo được sử dụng cho tất cả các loại bình (hình 8.13).

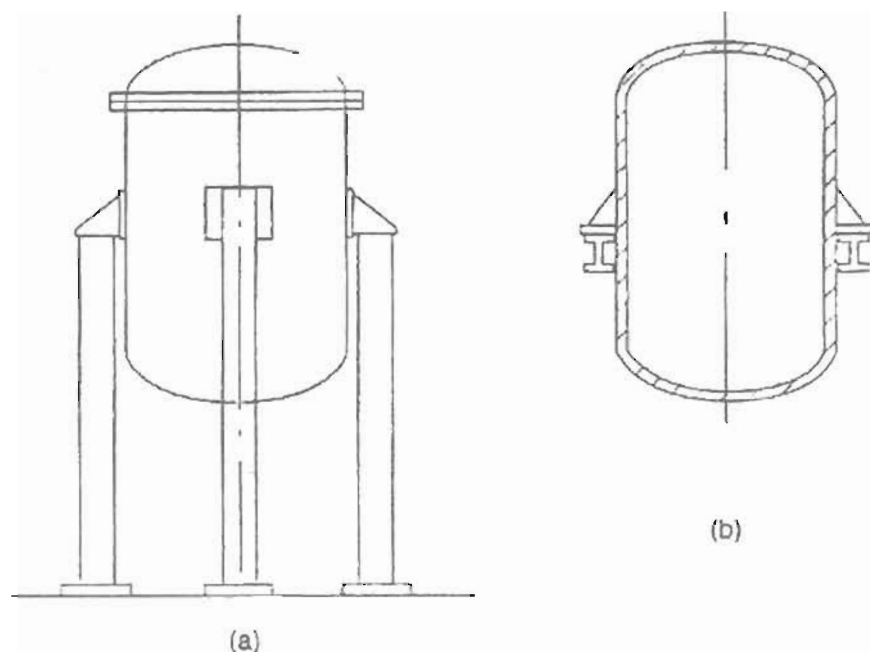
Các cơ cấu đỡ bình phải được thiết kế để chịu được trọng lượng của bình và các bộ phận bên trong bình, cũng như bất kỳ tải trọng nào tác động lên bình (ví dụ như tải trọng do gió, do động đất tạo ra). Các cơ cấu đỡ bình sẽ tác động lên thành bình những tải trọng cục bộ và vì vậy khi thiết kế bình phải kiểm tra để đảm bảo chắc chắn là ứng suất tập trung hợp thành phải thấp hơn ứng suất thiết kế tối đa cho phép. Cơ cấu đỡ bình phải được thiết kế để tạo điều kiện thuận tiện và dễ dàng vào bên trong bình để lắp đặt các dụng cụ kiểm tra và bảo dưỡng.



Hình 8.11. Bình trụ đặt nằm ngang trên hai gối đỡ yên ngựa



Hình 8.12. Các kiểu trụ (vỏ) đỡ bình điển hình
a. Trụ thẳng; b; Trụ nón cụt



Hình 8.13. a. Chân đỡ ; b. Tai treo

8.6.1. Gối đỡ kiểu yên ngựa

Gối đỡ kiểu yên ngựa được sử dụng rộng rãi nhất để đỡ bình nằm ngang. Tuy nhiên, chân đỡ cũng có thể được sử dụng cho các bình có đường kính bé. Bình nằm ngang thường được đỡ bằng hai gối đỡ kiểu yên ngựa. Trong trường hợp số gối đỡ lớn hơn hai, việc phân bố đều tải trọng cho các gối không nhất thiết phải được thực hiện.

Bình được đỡ bằng hai gối yên ngựa có thể được xem như một dầm đỡ đơn giản với tải trọng phân bố chủ yếu là đồng đều, và với phân bố mô men uốn dọc theo trục như thể hiện trên hình 8.11 Tải trọng cực đại sẽ xuất hiện tại vị trí gối đỡ và tại vị trí giữa hai gối đỡ. Vị trí tối ưu lý thuyết của gối đỡ cho phép đạt giá trị mô men uốn cực đại nhỏ nhất, sẽ là vị trí tại đó tải trọng cực đại tại vị trí gối đỡ sẽ bằng tải trọng cực đại tại vị trí giữa hai gối đỡ. Đối với dầm chịu tải trọng đều, vị trí tối ưu sẽ bằng 21% chiều dài của nhịp (chiều dài của nhịp bằng khoảng cách giữa hai gối đỡ) tính từ mỗi đầu. Gối đỡ kiểu yên ngựa dùng để đỡ bình thường được đặt gần hơn về phía hai đầu bình (so với tỷ lệ trên) nhằm tạo hiệu ứng tăng cứng cho các đầu bình.

Ứng suất trên thành bình

Ứng suất uốn dọc theo trục tại điểm giữa nhịp của bình được tính theo công thức:

$$\sigma_{b1} = \frac{M_{L1}}{I_h} \cdot \frac{D}{2} \cong \frac{4M_{L1}}{\pi D^2 . t} \tag{8.41}$$

Ở đây:

M_{L1} – mô men uốn dọc trục tại điểm giữa nhịp;

I_h – mô men thức cấp của tiết diện của bình;

D – đường kính bình;

t – chiều dày thành bình.

Ứng suất dọc trục tổng hợp do uốn và do áp suất sẽ được tính theo công thức:

$$\sigma_z = \frac{PD}{4t} \pm \frac{4M_{L1}}{\pi D^2 t} \quad (8.42)$$

Độ lớn của ứng suất dọc trục tại vị trí gối đỡ sẽ phụ thuộc vào độ cứng của thành bình. Nếu vỏ bình không còn giữ được dạng tròn dưới tác dụng của tải trọng, thì một bộ phận của phần trên tiết diện ngang sẽ không còn hiệu quả để chịu ứng suất dọc trục nữa (hình 8.14).

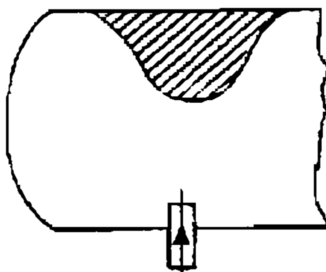
Ứng suất uốn dọc trục tại vị trí gối đỡ được tính theo công thức:

$$\sigma_{b2} = \frac{4M_{L2}}{C_h.\pi.D^2.t} \quad (8.43)$$

Ở đây:

M_{L2} – mô men uốn theo hướng trục tại vị trí gối đỡ;

C_h – hệ số kinh nghiệm lấy giá trị trong khoảng 1,0 (khi vỏ bình hoàn toàn chắc chắn) đến giá trị khoảng 0,1 (khi thành bình mỏng, không chắc chắn).



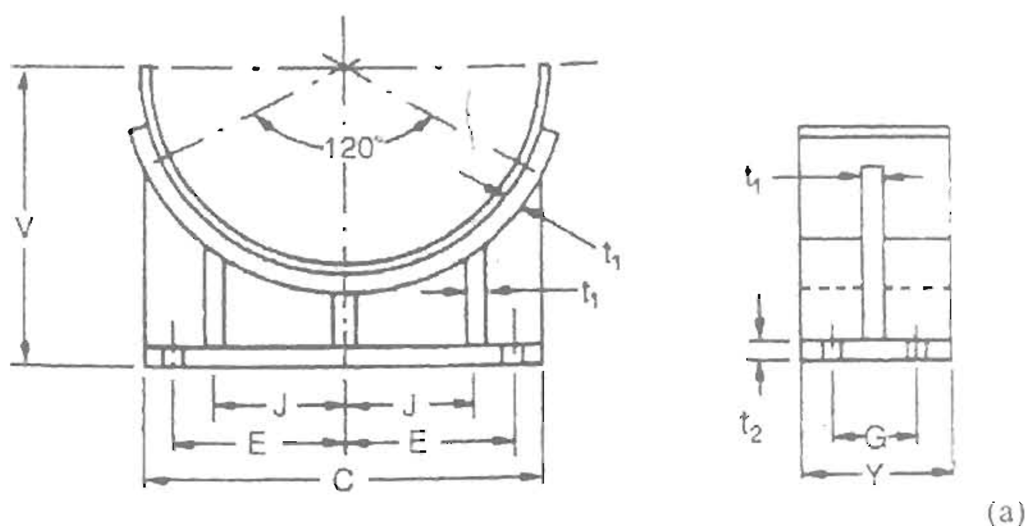
Hình 8.14. Gối đỡ kiểu yên ngựa
Phần gạch sẽ không hiệu quả khi chịu ứng suất uốn dọc trục (bình không chắc chắn).

Hai đầu của bình sẽ tăng cứng cho vỏ bình nếu vị trí của gối đỡ yên ngựa được đặt tại vị trí nhỏ hơn D/4 (tính từ đầu của bình). Các vòng tăng cứng đặt tại vị trí gối đỡ thường được sử dụng để tăng cứng cho các bình dài và mỏng. Các vòng tăng cứng có thể được gắn phía trong hoặc phía ngoài của vỏ bình.

Ngoài ứng suất uốn dọc trục, bình được đỡ bằng gối yên ngựa còn chịu các ứng suất trượt theo phương tiếp tuyến, và các ứng suất này sẽ truyền tải trọng từ phần không được đỡ của bình đến gối đỡ. Ngoài ta bình cũng chịu tác động của các ứng suất uốn theo chu vi. Tất cả các ứng suất trên phải được tính đến khi thiết kế các bình thành mỏng có đường kính lớn nhằm khẳng định là ứng suất tổng hợp không vượt quá ứng suất thiết kế cho phép lớn nhất, hoặc không vượt quá giá trị của ứng suất biến dạng tới hạn của vật liệu. Phần tổng kết đầy đủ về các ứng suất phát sinh trong vỏ bình được đỡ bằng các gối đỡ có thể tham khảo trong tài liệu [Zick, L.P. (1951) Welding J. Research Supplement 30,345. Stresses in large horizontal cylindrical pressure vessels on two saddle supports]. Phương pháp của Zick chính là cơ sở của phương pháp thiết kế dẫn trong các bộ chuẩn và mã số quốc gia.

Thiết kế gối đỡ yên ngựa

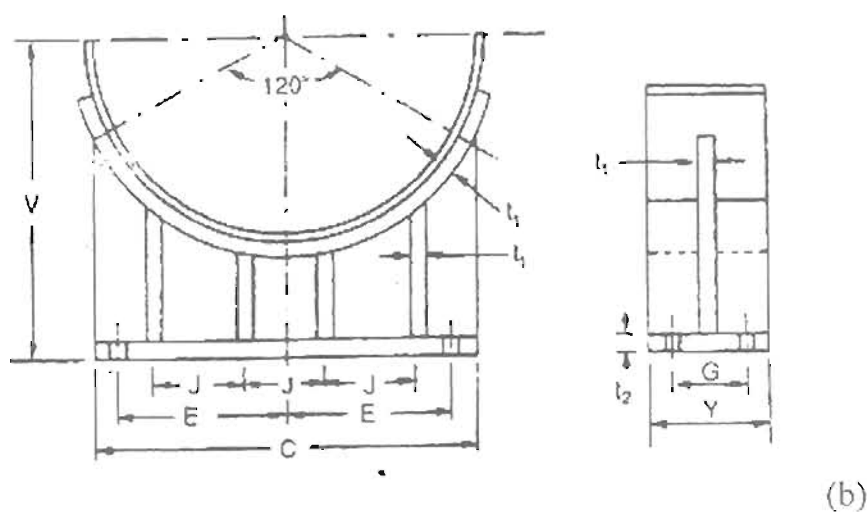
Gối đỡ yên ngựa phải được thiết kế để chịu được tải trọng do trọng lượng của bình và các bộ phận bên trong bình gây ra. Các gối đỡ yên ngựa được kết cấu bằng gạch hoặc bê tông, hoặc được chế tạo bằng các tấm thép. Góc tiếp xúc phải không nhỏ hơn 120° và thường không vượt quá 150°. Các tấm chịu tải thường được hàn trực tiếp vào vỏ bình tại phần diện tích tiếp xúc với gối đỡ để tăng cứng cho vỏ bình.



Hình 8.15. Gối đỡ yên ngựa chuẩn bằng thép

a. Cho bình có đường kính $D \le 1,2$ *m.*

Đường kính bình, m	Trọng lượng tối đa, kN	Kích thước, m						mm			
		V	Y	C	E	J	G	t_2	t_1	Đường kính bu lông	Đường kính lỗ
0,6	35	0,48	0,15	0,55	0,24	0,190	0,095	6	5	20	25
0,8	50	0,58	0,15	0,70	0,29	0,225	0,095	8	5	20	25
0,9	65	0,63	0,15	0,81	0,34	0,275	0,095	10	6	20	25
1,0	90	0,68	0,15	0,91	0,39	0,310	0,095	11	8	20	25
1,2	180	0,78	0,20	1,09	0,45	0,360	0,140	12	10	24	30



Hình 8.16. Gối đỡ yên ngựa chuẩn bằng thép

b - Cho hình có đường kính $D > 1,2$ *m*

Đường Kính bình, m	Trọng lượng tối đa, kN	Kích thước, m						mm			
		V	Y	C	E	J	G	t_2	t_1	Đường kính bu lông	Lỗ lắp bu lông
0,6	35	0,48	0,15	0,55	0,24	0,190	0,095	6	5	20	25
0,8	50	0,58	0,15	0,70	0,29	0,225	0,095	8	5	20	25
0,9	65	0,63	0,15	0,81	0,34	0,275	0,095	10	6	20	25
1,0	90	0,68	0,15	0,91	0,39	0,310	0,095	11	8	20	25
1,2	180	0,78	0,20	1,09	0,45	0,360	0,140	12	10	24	30
1,4	230	0,88	0,20	1,24	0,53	0,305	0,140	12	10	24	30
1,6	330	0,98	0,20	1,41	0,62	0,350	0,140	12	10	24	30
1,8	380	1,08	0,20	1,59	0,71	0,405	0,140	12	10	24	30
2,0	460	1,18	0,20	1,77	0,80	0,450	0,140	12	10	24	30
2,2	750	1,28	0,225	1,95	0,89	0,520	0,150	16	12	24	30
2,4	900	1,38	0,225	2,13	0,98	0,565	0,150	16	12	27	33
2,6	1000	1,48	0,225	2,30	1,03	0,590	0,150	16	12	27	33
2,8	1350	1,58	0,25	2,50	1,10	0,625	0,150	16	12	27	33
3,0	1750	1,68	0,25	2,64	1,18	0,665	0,150	16	12	27	33
3,2	2000	1,78	0,25	2,82	1,26	0,730	0,150	16	12	27	33
3,6	2500	1,98	0,25	3,20	1,40	0,815	0,150	16	12	27	33

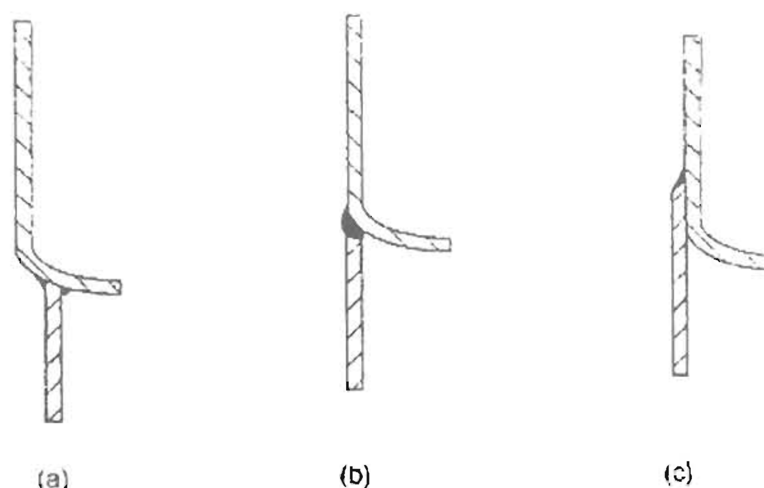
Chú ý: tất cả các đường tiếp xúc đều hàn.

Các kích thước điển hình của thiết kế gối yên ngựa chuẩn dẫn trong bảng 8.16. Trong những trường hợp, khi cần phải tính đến dãn nở nhiệt của bình (ví dụ như trường hợp thiết bị trao đổi nhiệt) thì lỗ để lắp bu lông của gối đỡ cần được chế tạo kiểu rãnh.

Trình tự thiết kế gối đỡ kiểu yên ngựa được trình bày trong các tại liệu của Brownell và Young (1959), Megyesy (1987), Escoe (1994) và Moss (1987).

8.6.2. Trụ đỡ

Trụ đỡ bao gồm vỏ hình trụ hoặc hình côn và được hàn vào đáy của bình. Đế ở phần đáy trụ sẽ truyền tải trọng cho phần móng trụ. Thiết kế điển hình của trụ đỡ được thể hiện trên hình 8.17. Ở trụ đỡ phải mở các cửa để vào lắp ráp, sửa chữa và để lắp các ống nối. Các cửa này thông thường phải được tăng cứng. Trụ đỡ có thể hàn trực tiếp vào đáy của bình (hình 8.17a), hoặc hàn phẳng với vỏ bình (hình 8.17b), hoặc hàn bên ngoài vỏ bình (hình 8.17c). Phương án hàn phẳng trụ đỡ vào vỏ bình (hình 8.17b) thường được ưu tiên sử dụng.



Hình 8.17. Các phương án hàn trụ đỡ vào đáy bình (tháp)

Trụ đỡ thường được sử dụng cho các bình thẳng đứng, vì trụ đỡ không tạo ra các tải trọng tập trung lên thành bình, và các trụ đỡ đặc biệt phù hợp cho các tháp cao phải chịu các tải trọng do gió gây ra.

Chiều dày của vỏ trụ

Chiều dày của vỏ trụ phải chịu được tải trọng do trọng lượng của bình tạo ra, và chịu được các mô men uốn do bình (tháp) gây ra, nhưng không chịu tác động của áp suất ở bên trong bình.

Các ứng suất tổng hợp tác dụng lên trụ sẽ bao gồm:

Ứng suất kéo:

$$\sigma_{st} = \sigma_{bs} - \sigma_{ws} \tag{8.44}$$

Và ứng suất nén:

$$\sigma_{sc} = \sigma_{bs} + \sigma_{ws} \tag{8.45}$$

Ở đây:

σ_{bs} – ứng suất uốn trong trụ đỡ và

$$\sigma_{bs} = \frac{4M_s}{\pi(D_s + t_s).t_s.D_s} \tag{8.46}$$

σ_{ws} – ứng suất do trọng lượng tĩnh tạo ra trong trụ đỡ và:

$$\sigma_{ws} = \frac{G}{\pi(D_s + t_s)t_s} \tag{8.47}$$

Ở đây:

M_s – mô men uốn cực đại được xác định tại đế của trụ (do gió, động đất và các tải trọng lệch tâm gây ra);

G – tải trọng tổng của bình và các bộ phận bên trong bình;

D_s – đường kính trong của vỏ trụ đỡ (tính tại đáy trụ);

t_s – chiều dày của vỏ trụ đỡ.

Chiều dày của vỏ trụ đỡ phải đảm bảo để trong điều kiện kết hợp xấu nhất của tải trọng gió và tải trọng do trọng lượng của bình tạo ra, thì tiêu chuẩn thiết kế sau đây vẫn phải được thỏa mãn:

$$\sigma_{st} \le f_s.J.\sin\theta_s \quad (8.48)$$

$$\sigma_{sc} \le 0,125.E.\left(\frac{t_s}{D_s}\right)\sin\theta_s \quad (8.49)$$

Ở đây:

f_s – ứng suất thiết kế cực đại cho phép của vật liệu chế tạo trụ đỡ tại nhiệt độ môi trường (20°C).

J – hệ số hàn (nếu áp dụng phương pháp hàn);

θ_s – góc cơ sở của trụ đỡ dạng hình côn (thường bằng 80° đến 90°).

Chiều dày nhỏ nhất của vỏ trụ không được nhỏ hơn 6 mm.

Khi thành của bình có nhiệt độ cao hơn nhiều so với nhiệt độ của vỏ trụ đỡ, sẽ xuất hiện sự không liên tục của các ứng suất do có sự khác nhau về dãn nở nhiệt. Bộ tiêu chuẩn của Anh BS 5500 yêu cầu phải tính đến sự không liên tục của các ứng suất tại vị trí kết nối giữa vỏ bình và trụ đỡ khi tích số của đường kính vỏ trụ đỡ (mm) với chiều dày của vỏ trụ đỡ (mm) và với hiệu số nhiệt độ so với nhiệt độ môi trường tại đỉnh của trụ đỡ lớn hơn $1,6.10^7$ ($mm^2.^oC$). Các tiêu chuẩn tương tự như tiêu chuẩn trên cũng được quy định trong các bộ chuẩn và mã số của các quốc gia khác. Các phương pháp để tính các ứng suất nhiệt xuất hiện trong các trụ đỡ được trình bày trong các tài liệu của Weil và Murphy (1960) và Bergman (1963).

Thiết kế vòng để chịu tải và bu lông định vị của trụ đỡ

Các tải trọng tác dụng lên trụ đỡ sẽ truyền cho móng của trụ đỡ qua vòng đế của trụ đỡ (vòng đế chịu tải). Mô men do gió và và các tải trọng một chiều khác có xu thế làm đổ bình. Mô men này sẽ được đối trọng bởi trọng lượng của bình và tải trọng kéo của các bu lông định vị. Thiết kế vòng đế của trụ đỡ bình rất đa dạng, trong đó các kiểu đơn giản nhất, thích hợp cho các bình nhỏ, là kiểu thép góc uốn tròn (hình 8.18a), và vòng đế phẳng (hình 8.18b). Đối với các tháp có kích thước lớn trụ đỡ có vòng đế kép được hàn các tai tăng cứng (hình 8.18c) hoặc có thiết kế kiểu ghế đỡ (hình 8.19) sẽ được sử dụng. Các phương pháp thiết kế vòng đế và các phương pháp xác định kích thước của bu lông định vị được dẫn trong tài liệu của Brownell và Young (1959). Đối với thiết kế sơ bộ, phương pháp tính gần đúng và các toán đồ của Scheiman (1963) có thể được sử dụng. Phương pháp của Scheiman được đưa ra dựa trên phương pháp thiết kế vòng đế và nền móng cho các tháp và ống khói của Marshall (1958). Nội dung của phương pháp Scheiman sẽ được trình bày dưới đây và được thể hiện trong ví dụ 8.2.

Giả thiết tải trọng là đổ tháp được chia đều cho các bu lông định vị, khi đó diện tích tiết diện ngang cần thiết của một bu lông sẽ được tính theo công thức:

$$A_b = \frac{1}{N_b.f_b}\left[\frac{4M_s}{D_b} - G\right] \quad (8.50)$$

Ở đây:

A_b – diện tích tiết diện ngang của một bu lông tính tại chân ren, mm^2;

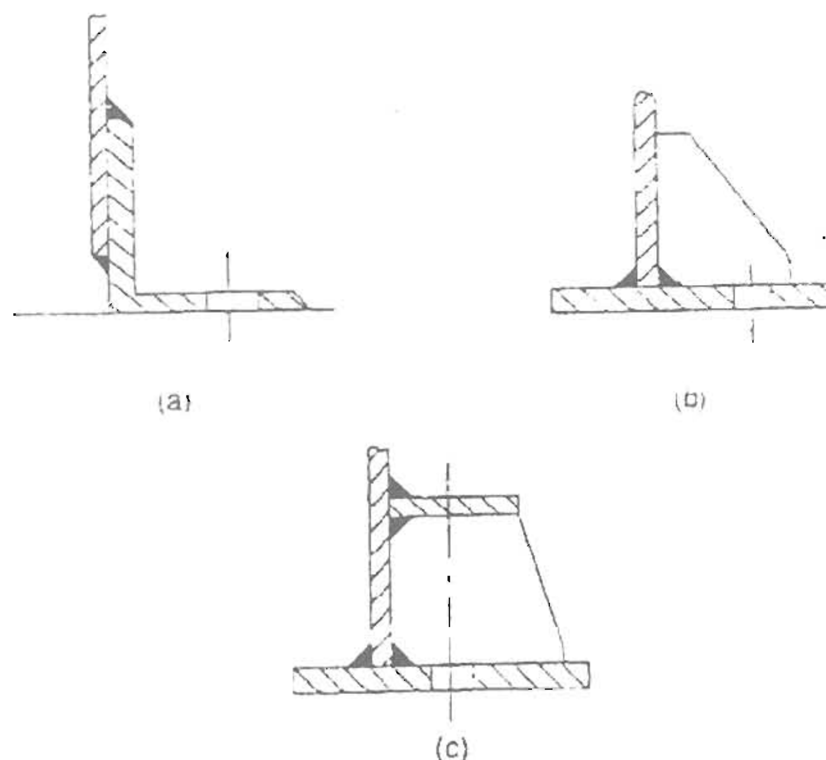
N_b – số bu lông;

f_b – ứng suất cho phép tối đa của bu lông, N/mm^2, và có giá trị thiết kế điển hình $f_b = 125\ N/mm^2$;

M_s – mô men uốn tại đáy trụ, Nm;

G – trọng lượng của bình, N;

D_b – đường kính của bu lông, m.



Hình 8.18. Thiết kế vòng đế chịu tải
a. Kiểu bẻ góc; b. Kiểu tấm ốp góc đơn; c. Kiểu tấm ốp góc kép.

Scheiman đã đưa ra các quy tắc chỉ dẫn cho việc lựa chọn bu lông định vị của trụ đỡ sau đây:

1. Không nên sử dụng bu lông có đường kính bé hơn 25 mm (1 in);
2. Số bu lông tối thiểu bằng 8;
3. Số bu lông luôn là bội số của 4;
4. Bước của bu lông không được bé hơn 600 mm.

Trong trường hợp khi bước nhỏ nhất của bu lông không phù hợp với vỏ trụ đỡ hình trụ, thì trụ đỡ hình côn nên được sử dụng.

Vòng đáy của trụ đỡ phải đủ rộng để phân bố các tải trọng cho móng của trụ đỡ. Tải trọng nén tổng cộng tác động lên vòng đáy của trụ được tính theo công thức:

$$F_b = \left[\frac{4M_s}{\pi D_s^2} + \frac{W}{\pi D_s}\right] \qquad (8.51)$$

Ở đây:

F_b – tải trọng nén tác động lên vòng đáy của trụ đỡ, N/m;

D_s – đường kính của trụ đỡ, m.

Chiều rộng nhỏ nhất của vòng đáy trụ đỡ được tính theo công thức:

$$L_b = \frac{F_b}{f_c} \cdot \frac{1}{10^3} \qquad (8.52)$$

Ở đây:

L_b – chiều rộng của vòng đáy trụ đỡ, mm (hình 8.19);

f_c – áp suất đỡ cho phép tối đa tác dụng lên móng bê tông. Áp suất này phụ thuộc vào mác vữa, và có giá trị điển hình nằm trong khoảng (3,5 - 7,0) N/mm^2.

Chiều dày của vòng đáy của trụ đỡ có thể được xác định khi coi vòng đáy này như một tấm dầm công xôn. Chiều dày nhỏ nhất của vòng đáy khi đó có thể tính theo công thức:

$$t_b = L_r \sqrt{\frac{3f_c'}{f_r}} \qquad (8.53)$$

Ở đây:

L_r – khoảng cách từ mép của trụ đỡ đến mép ngoài cùng của vòng đáy, mm (hình 8.19);

t_b – chiều dày nhỏ nhất của vòng đáy, mm;

f_c' – áp suất đỡ thực tế tại vòng đáy trụ, N/mm^2;

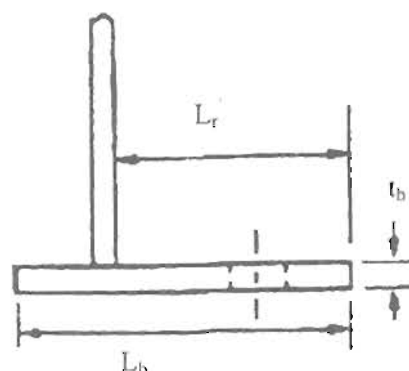
f_r – ứng suất thiết kế cho phép của vật liệu chế tạo vòng đáy trụ, và có giá trị điển hình $f_r = 140\ N/mm^2$.

Các thiết kế chuẩn thường được áp dụng cho ghế đỡ có lắp bu lông định vị của trụ đỡ. Thiết kế thể hiện trên hình 8.20 được tuân theo các tiêu chuẩn thiết kế do Scheiman đề xuất.

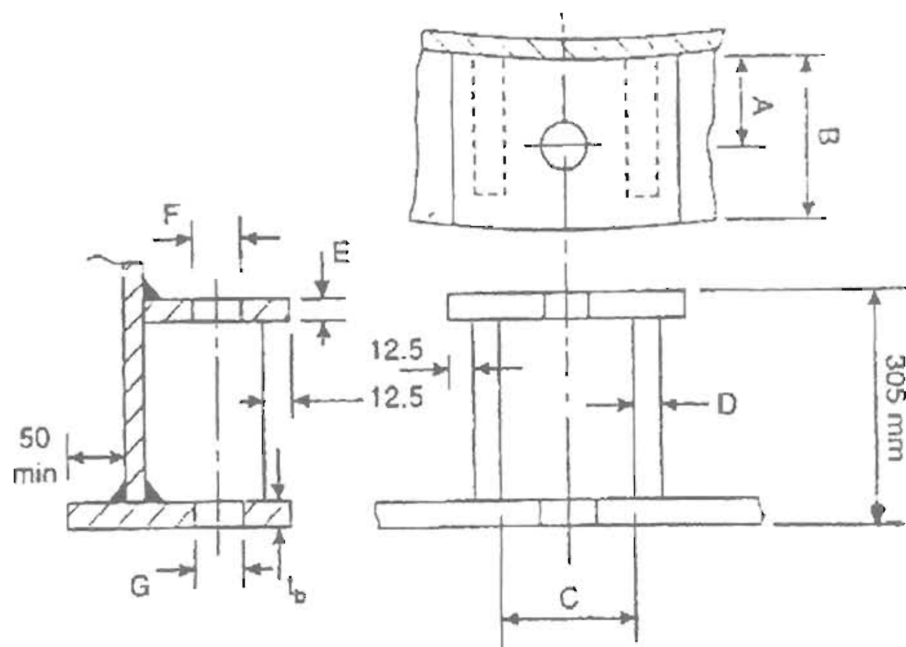
Ví dụ 8.2. Thiết kế trụ đỡ cho tháp có các thông số sau:

- Chiều cao tháp	50 m
- Đường kính tháp	2 m
- Chiều cao trụ đỡ	3 m
- Tháp có 100 đĩa, đặt cách đều nhau	
- Lớp cách nhiệt bằng sợi khoáng dày	75 mm

- Vật liệu chế tạo tháp: thép không gỉ có ứng suất thiết kế 135 N/mm^2 tại nhiệt độ 200°C;
- Áp suất làm việc (tuyệt đối): 10 bar;
- Các mối hàn của tháp được kiểm tra đầy đủ bằng siêu âm.



Hình 8.19. Kích thước của vòng đáy chịu tải của trụ đỡ



Hình 8.20. Thiết kế ghế đỡ có bu lông định vị
(Tất cả các góc tiếp xúc đều được hàn)

Kích thước, mm								
Kích thước bu lông	Diện tích tiết diện bu lông tại chân ren, mm^2	A	B	C	D	E	F	G
M24	353	45	76	64	13	19	30	36
M30	561	50	76	64	13	25	36	42
M36	817	57	102	76	16	32	42	48
M42	1120	60	102	76	16	32	48	54
M48	1470	67	127	89	19	38	54	60
M56	2030	75	150	102	25	45	60	66
M64	2680	83	152	102	25	50	70	76
M70	_	89	178	127	32	64	76	83
M76	_	95	178	127	32	64	83	89
Kích thước bu lông = đường kính danh nghĩa (BS 4190:1967)								

Bài giải

- Chọn trụ đỡ dạng trụ (góc $\theta_s = 90^\circ$) và vật liệu chế tạo là thép cácbon thường có ứng suất thiết kế 135 N/mm^2 (Bảng 8.2) và mô đun Young E = 200.000 N/mm^2 tại nhiệt độ môi trường.

- Trọng lượng tĩnh tối đa của tháp sẽ xuất hiện khi tháp chứa đầy lỏng:

+ Trọng lượng của lỏng:

$$G_L = \left(\frac{\pi D^2}{4}.H\right)\rho g = \left(\frac{\pi}{4}.2^2.50\right).1000.9,81 = 1540,951 \text{ N} \cong 1541 \text{ kN}$$

+ Trọng lượng của tháp:

Cho bình hình trụ có nắp và đáy kiểu vòm và có thành dày đồng đều, trọng lượng của bình có thể tính gần đúng theo công thức:

$$G_T = C_v \pi \rho_m D_m g.(H_v + 0,8D_m).t.10^{-3} \quad (8.54a)$$

Cho tháp được chế tạo bằng thép, trọng lượng tổng cộng của tháp (bao gồm các bộ phận bên trong như đĩa) có thể tính theo công thức gần đúng sau đây:

$$G_T = 240.C_v.D_m.(H_v + 0,8D_m).t \quad (8.54b)$$

Ở đây:

G_T – trọng lượng tổng của tháp, N;

C_v – hệ số tính đến trọng lượng của các ống dẫn, cửa bảo dưỡng, các giá đỡ bên trong tháp:

$C_v = 1,08$ cho các bình và các tháp có ít các bộ phận bên trong;

$C_v = 1,15$ cho tháp chưng cất và cho các bình có một số cửa sửa chữa, giá đỡ bên trong, hoặc các chi tiết tương tự.

H_v – chiều cao (hoặc chiều dài) của phần hình trụ, m;

t – chiều dày của thành bình, mm;

ρ_m – khối lượng riêng của vật liệu chế tạo bình, kg/m^3;

D_m – đường kính trung bình của bình, $D_m = (D_i + t.10^{-3})$, m;

D_i – đường kính trong của bình, m.

+ Để tính gần đúng trọng lượng của tháp có đường kính $D_t = 2$ m, chọn chiều dày của thành tháp $t = 14$ mm;

+ Cho tháp chưng cất hệ số $C_v = 1,15$;

+ Đường kính trung bình $D_m = 2 + 14.10^{-3} = 2,014$ m, và:

$$\begin{aligned} G_T &= 240C_v.D_m.(H_v + 0,8D_m).t \\ &= 240.1,15.2,014.(50 + 0,8.2,014).14 \\ &= 401643 \text{N} \\ &= 402 \text{kN} \end{aligned}$$

+ Trọng lượng của đĩa:

Diện tích đĩa $S_p = \frac{\pi}{2}D^2 = \frac{\pi}{4}.2^2 = 3,14$ m^2

Trọng lượng của một đĩa (bao gồm cả dầm đỡ và các phụ kiện) được tính gần đúng theo công thức:

$$G_{p_1} = 1,2.G_p = 1,2.3,1 = 3,8 \text{ kN} \quad (8.54c)$$

Trọng lượng của 100 đĩa:

$$G_P = 100.G_{P_1} = 380\ kN$$

+ Trọng lượng của lớp cách nhiệt:

Khối lượng riêng của sợi khoáng $\rho_k = 130\ kg/m^3$;

Thể tích gần đúng của lớp cách nhiệt:

$$V_{in} = \pi.D_v.H_v.t_i = 3,14.2.50.75.10^{-3} = 23,6\ m^3$$

Ở đây $t_i = 75$ mm - chiều dày của lớp cách nhiệt;

Trọng lượng của lớp cách nhiệt:

$$G_{in} = V_{in}.\rho_k.g = 23,6.130.9,81 = 30049\ N \cong 30\ kN$$

Chọn G_{in} bằng 60 kN (tính cả phần cách nhiệt cho các đường ống nối và các phụ kiện khác).

+ Trọng lượng tổng của tháp:

$$G = G_T + G_P + G_{in} = 402 + 380 + 60 = 842\,kN\ ;$$

+ Trọng lượng tĩnh tối đa của tháp:

$$G_{T\max} = G_L + G = 1541 + 842 = 2383\ kN\ .$$

Tải trọng do gió tạo ra

- Chọn áp suất động do gió tạo ra $P_d = 1280\ N/m^2$ (tương đương tốc độ gió 160 km/h).

- Đường kính trung bình của tháp đã có lớp cách nhiệt:

$$D_{mi} = 2 + 2(14 + 75).10^{-3} = 2,18\,m.$$

- Tải trọng tính theo 1 m đường kính:

$$F_w = P_d.D_{mi} = 1280.2,18 = 2790\,N/m \tag{8.55}$$

- Mô men uốn tại đường chân đáy trụ đỡ:

$$M_s = \frac{F_w}{2}H^2 = \frac{2790}{2}(50+3)^2 = 3.919.000\,N.m \tag{8.56}$$

Phân tích ứng suất

- Tại lần tính đầu tiên chọn chiều dày của trụ đỡ t = 18 mm.

Khi đó ứng suất uốn được tính theo công thức (8.46):

$$\sigma_{bs} = \frac{4M_s}{\pi(D_s + t_s)t_s.D_s} = \frac{4.3919.10^3.10^3}{3,14.(2000+18).18.2000} = 68,7\ N/mm^2.$$

- Ứng suất do trọng lượng tạo ra khi thử kiểm tra tháp bằng nước được tính theo công thức (8.47):

$$\sigma_{ws} = \frac{G_L}{\pi(D_s + t_s)t_s} = \frac{1541.10^3}{3,14.(2000+18).18} = 13,5\,N/mm^2.$$

- Ứng suất do trọng lượng của tháp tạo ra ở trạng thái làm việc:

$$\sigma_{ws}^{\cdot} = \frac{G}{\pi(D_s + t_s)t_s} = \frac{842.10^3}{3,14.(2000+18).18} = 7,4\ N/mm2.$$

Chú thích: Điều kiện thử thủy lực chính là trạng thái khi tháp chứa đầy nước. Như vậy khi tính trọng lượng tổng của tháp, trọng lượng của lỏng trên đĩa đã được tính hai lần, nhưng sai số sẽ không lớn và có thể coi như là một phần của "hệ số an toàn".

Ứng suất (nén) cực đại (công thức (8.45)):

$$\sigma_{smax}\,(\text{nén}) = \sigma_{bs} + \sigma_{ws} = 68,7 + 13,5 = 82,2\ \text{N/mm}^2;$$

Ứng suất (căng) nhỏ nhất (công thức (8.44)):

$$\sigma_{smax}\ (\text{căng}) = \sigma_{bs} - \sigma'_{ws} = 68,7 - 7,4 = 61,3\ \text{N/mm}^2;$$

- Chọn hệ số hàn J = 0,85.
- Tiêu chuẩn kiểm tra thiết kế:

$$\sigma_{smax}\ (\text{căng}) \le f_t.J.\sin\theta \qquad (8.48)$$

$$61,3 \le 0,85.135.\sin 90^o$$

$$61,3 \le 115$$

$$\sigma_{smax}\,(\text{nén}) \le 0,125E\frac{t_s}{D_s}\sin\theta \qquad (8.49)$$

$$82,5 \le 0,125.200000.\frac{18}{2000}.\sin 90^o$$

$$82,5 \le 225$$

Nhận xét: Cả hai tiêu chuẩn thiết kế trên đều được thỏa mãn. Để tính đến khả năng ăn mòn sẽ thêm 2 mm vào chiều dày thiết kế. Vậy chiều dày của trụ đỡ sẽ bằng 18 + 2 = 20 mm.

Vòng chịu tải ở đáy của trụ đỡ và các bu lông định vị

- Chọn gần đúng đường kính vòng tròn tâm của các lỗ lắp bu lông bằng $D_b = 2,2\text{m}$;
- Chu vi của vòng tròn tâm của các lỗ lắp bu lông bằng $\pi D = 2200.3,14$;
- Số bu lông cần thiết để định vị vòng đáy trụ đỡ khi chọn bước bu lông nhỏ nhất $p_{bmin} = 600\,\text{mm}$: $N_b = \dfrac{2200.3,14}{600} = 11,5$;
- Chọn số bu lông bằng bội số chung gần nhất của 4: $N_b = 12$;
- Chọn ứng suất thiết kế của bu lông: 125 N/mm^2 (bảng 8.2);
- Diện tích tiết diện ngang của một bu lông được tính theo công thức (8.50):

$$A_b = \frac{1}{N_b.f_b}\left[\frac{4M_s}{D_b} - W\right]$$

$$= \frac{1}{12.125}\left[\frac{4.3919.10^3}{2,2} - 842.10^3\right]$$

$$= 4190\ \text{mm}^2$$

- Đường kính bu lông:

$$d_b = \sqrt{\frac{4A_b}{\pi}} = \sqrt{\frac{4.4190}{3,14}} = 73\ \text{mm}.$$

Nhận xét: Đường kính bu lông $d_b = 73$ mm là quá lớn.

- Tải trọng nén tổng cộng tác dụng lên vòng đáy của trụ đỡ (tính theo một đơn vị chiều dài) được tính theo công thức (8.51):

$$F_b = \left[\frac{4M_s}{\pi D_s^2} + \frac{G}{\pi D_s}\right] = \left[\frac{4.3919.10^3}{\pi.2,0^2} + \frac{842.10^3}{\pi.2,0}\right]$$
$$= 1381.10^3 \text{ N/m}$$

- Chọn khả năng chịu áp suất nén của móng bê tông $f_c = 5$ N/mm^2, khi đó chiều rộng của vòng đỡ ở đáy trụ được tính theo công thức (8.52):

$$L_b = \frac{F_b}{f_c} \cdot \frac{1}{10^3} = \frac{1381.10^3}{5.10^3} = 276 \text{ mm}.$$

Nhận xét: Chiều rộng $L_b = 276$ mm là quá lớn, vì vậy thay cho trụ đỡ hình trụ có $D_b = 2$ m nên chọn trụ đỡ hình côn (hình 8.12b).

- Chọn đường kính của trụ đỡ tại đáy trụ bằng 3 m. Khi đó góc tại đáy trụ:

$$\theta_s = \text{arctg}\left(\frac{3}{\frac{1}{2}(3-2)}\right) = 80,5^o.$$

- Chọn chiều dày của trụ đỡ dạng côn như trong trường hợp dạng trụ (18 mm). Khi đó ứng suất sẽ đạt giá trị lớn nhất tại đỉnh trụ đỡ và có giá trị gần với giá trị đã tính cho trụ đỡ dạng trụ (M_s = 3919.10^3 kNm).

Do $\sin(80,5^o) \cong 0,99$ nên số hạng này ít ảnh hưởng đến tiêu chuẩn thiết kế.

- Chọn đường kính vòng tròn tâm của các lỗ lắp bu lông bằng 3,2 m.

Chọn số bu lông $N_s = 16$, khi đó bước bu lông:

$$p_b = \frac{\pi.3,2.10^3}{16} = 628 \text{ mm} > 600 \text{ mm} \quad \text{(hợp lý)}.$$

- Diện tích tiết diện ngang của một bu lông (công thức 8.52)):

$$A_b = \frac{1}{N_b.f_b}\left[\frac{4M_s}{D_b} - G\right] = \frac{1}{16.125}\left[\frac{4.3919.10^3}{3,2} - 842.10^3\right] = 2029 \text{ mm}^2$$

Chọn bu lông M56 (BS 1490:1967) có diện tích gốc $A_b = 2030$ mm^2;

- Tải trọng nén tổng cộng tác dụng lên vòng đáy của trụ đỡ (tính theo một đơn vị chiều dài) tính theo công thức (8.51):

$$F_b = \left[\frac{4M_s}{\pi D_s^2} + \frac{G}{\pi D_s}\right] = \left[\frac{4.3919.10^3}{3,14.3,0^2} + \frac{842.10^3}{3,14.3,0}\right] = 644 \text{ kN/m}.$$

- Chọn áp suất tác dụng lên móng bê tông $f_c = 5$ N/mm^2, khi đó chiều rộng của vòng đáy trụ tính theo công thức (8.52):

$$L_b = \frac{F_b}{f_c.10^3} = \frac{644}{5.10^3} = 129 \text{ mm}.$$

Nhận xét: Đây là chiều rộng tối thiểu của vòng đáy trụ đỡ. Chiều rộng thực tế của vòng đáy sẽ phụ thuộc vào thiết kế cụ thể của ghế đỡ.

- Theo hình 8.20 chiều rộng thực tế của vòng đáy trụ:

$$L_b = L_r + t_s + 50 = 150 + 20 + 50 = 220 \text{ mm.}$$

- Áp suất thực tế tác dụng lên móng bê tông:

$$f_c' = \frac{F_b}{L_b.10^3} = \frac{644.10^3}{220.10^3} = 2,93 \text{ N/mm}^2.$$

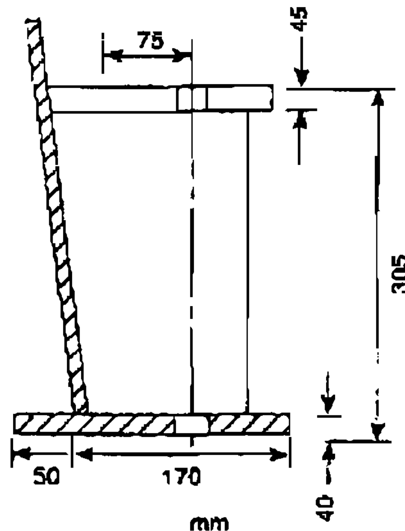
- Chiều dày nhỏ nhất của vòng đáy trụ được tính theo công thức (8.55):

$$t_b = L_r\sqrt{\frac{3f_c'}{f_r}} = 150.\sqrt{\frac{3.2,93}{140}} = 37,6 \text{ mm} \approx 40 \text{ mm}.$$

Ở đây $f_r = 140$ N/mm² – ứng suất thiết kế cho phép của vật liệu chế tạo vòng đáy trụ (bảng 8.2).

- Các kích thước (mm) của ghế đỡ trụ cho loại bu lông M56 được thể hiện trên hình 8.21.

Trụ đỡ sẽ được hàn phẳng (hình 8.17b) theo đường kính ngoài của vỏ tháp.



Hình 8.21. Chân đỡ kiểu ghế của trụ đỡ hình côn.

8.7. THIẾT KẾ BÌNH CHỊU TẢI TRỌNG KẾT HỢP

Bình chịu áp suất thường phải chịu thêm các tải trọng khác ngoài tải trọng do áp suất tạo ra, vì vậy bình phải được thiết kế để có thể chịu được sự kết hợp xấu nhất của các tải trọng để không bị phá hỏng. Trong thực tế rất khó đưa ra được phương trình chi tiết dùng để tính chiều dày của bình theo các tải trọng kết hợp. Vì vậy chiều dày của bình thường được xác định bằng phương pháp tính lặp theo trình tự:

- Giả thiết chiều dày của bình theo kết quả tính cho trường hợp chỉ có tải trọng do áp suất tạo ra;
- Xác định ứng suất tổng hợp do các tải trọng gây ra;
- Kiểm tra xem ứng suất tổng hợp tại mọi điểm có vượt quá ứng suất cho phép tối đa hay không? Nếu vượt quá ứng suất tối đa cho phép thì cần phải giả thiết lại chiều dày của thành bình.

Các loại tải trọng chính cần phải xem xét bao gồm:

1. Áp suất;
2. Trọng lượng tĩnh của bình và các bộ phận bên trong bình;

3. Gió;

4. Động đất;

5. Các tải trọng ngoài do các đường ống nối và các thiết bị liên quan tạo ra.

Tải trọng

Các tải trọng có khả năng tác động lên bình, thường không xuất hiện đồng thời. Ví dụ, trong thực tế thường chấp nhận giả thiết là tải trọng tối đa do gió tạo ra thường không xuất hiện đồng thời với động đất mạnh.

Bình phải được thiết kế để chịu được sự kết hợp xấu nhất của các tải trọng có khả năng xuất hiện trong các tình huống sau:

1. Trong thời gian lắp ráp (hoặc tháo dỡ) bình;

2. Bình đã lắp ráp xong, nhưng chưa làm việc;

3. Trong quá trình thử áp suất thủy lực;

4. Trong quá trình làm việc bình thường.

8.7.1. Tải trọng do trọng lượng bình tạo ra

Các tải trọng trọng lực tĩnh bao gồm các phần sau đây:

1. Trọng lượng của vỏ bình;

2. Các phụ kiện của bình: cửa sửa chữa, các đường ống dẫn...

3. Các bộ phận bên trong tháp: các đĩa (bao gồm cả phần lỏng trên đĩa), các ống xoắn dùng để đun nóng và làm nguội;

4. Các bộ phận bên ngoài bình: các ống nối, các thang, các bục để đứng,..

5. Các thiết bị phụ không có giá đỡ như các thiết bị ngưng tụ, các cánh khuấy;

6. Lớp cách nhiệt;

7. Trọng lượng của lỏng trong bình: bình chứa đầy lỏng khi thử áp suất thủy lực, và có thể chứa đầy lỏng khi dừng làm việc.

Chú thích. Đối với các bình có trụ đỡ (hoặc giá đỡ) trọng lượng của lỏng trong bình sẽ tác động trực tiếp lên trụ đỡ.

Trọng lượng của bình và các bộ phận bên trong bình có thể tính trực tiếp từ bản vẽ thiết kế sơ bộ. Trọng lượng của các bộ phận chuẩn của bình (như đáy, nắp, vỏ bình, các cửa sửa chữa, các ống nối, các ống rẽ nhánh...) có thể tra cứu trong các tài liệu khác nhau [Megyesy (1986); Brownell và Young (1959)].

Tại vòng tính sơ bộ, trọng lượng gần đúng của bình trụ thành mỏng đồng đều có đáy và nắp dạng vòm có thể tính theo công thức:

$$W_v = C_v.\pi.\rho_m.D_m.g.(H_v + 0,8D_m).t.10^3 \qquad (8.58)$$

Ở đây:

W_v – trọng lượng tổng của bình (bao gồm cả các bộ phận bên trong bình như các đĩa...), N;

C_v – hệ số tính đến trọng lượng của các ống dẫn, các cửa sửa chữa, các giá đỡ của các bộ phận bên trong bình...:

$C_v = 1,08$ cho các bình chỉ có ít các bộ phận bên trong bình;

$C_v = 1,15$ cho các tháp chưng cất (hoặc các bình tương tự) có một số cửa sửa chữa và bảo dưỡng tháp, có các vòng đỡ đĩa hoặc các bộ phận tương đương.

H_v chiều cao (hoặc chiều dài) của phần thân trụ, m;

g – gia tốc trọng trường, m/s^2;

t – chiều dày thành bình, mm;

ρ_m – khối lượng riêng của vật liệu chế tạo bình, kg/m^3;

$D_m = (D_i + t.10^{-3})$ – đường kính trung bình của bình,m.

Cho các bình bằng thép, các phương trình trên sẽ có dạng:

$$W_v = 240.C_v.D_m(H_v + 0,8D_m).t \qquad (8.59)$$

Để tính sơ bộ trọng lượng của các bộ phận của bình có thể sử dụng các đại lượng sau [Nelson (1963)]:

a, Thang lồng bằng thép: 360 N/m chiều dài;

b, Thang phẳng bằng thép: 150 N/m chiều dài;

c, Bục bằng thép cho tháp thẳng đứng: 1,7 kN/m^2 diện tích;

d. Đĩa dùng để thực hiện tiếp xúc giữa các pha (bao gồm cả phần tải trọng lỏng điển hình trên đĩa): 1,2 kN/m^2 diện tích đĩa.

Khối lương riêng điển hình của các vật liệu cách nhiệt (kg/m^3):

a, Thủy tinh xốp : 150

b, Sợi khoáng : 130

c, Sợi thủy tinh : 100

d, Canxi silicát : 200

Khi tính trọng lượng, khối lượng riêng trên thường được tăng lên hai lần cho các bộ phận kết nối với tháp, cho các bộ phận bít kín cũng như để tính tới lượng ẩm bị hấp phụ vào vật liệu cách nhiệt.

8.7.2. Tải trọng gió

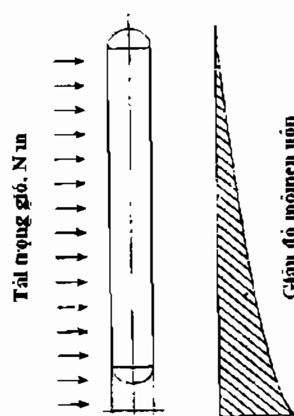
Tải trọng gió chỉ có vai trò quan trọng đối với các tháp cao được đặt ở ngoài trời. Các tháp và các ống khói thường được dựng tự do và thẳng đứng trên các trụ đỡ, và không được kết nối với các công trình bằng sắt thép. Ở các điều kiện như trên, dưới tác dụng của tải trọng gió, các tháp sẽ có hành vi tương tự như một dầm công xôn (hình 8.22). Đối với dầm công xôn đồng nhất chịu tải, mô men uốn được tính theo công thức:

$$M_x = \frac{Wx^2}{2} \qquad (8.60)$$

Ở đây:

x – khoảng cách tính từ đầu tự do của tháp, m;

W – tải trọng tính theo một đơn vị chiều dài, N/m.



Hình 8.22. Tải trọng gió tác dụng lên tháp

Như vậy mô men uốn (và ứng suất uốn) sẽ thay đổi theo hàm bậc hai, bằng không tại đỉnh tháp và đạt cực đại tại đáy tháp. Đối với các tháp cao, ứng suất uốn do gió tạo ra thường lớn hơn ứng suất trực tiếp do áp suất tạo ra, và vì vậy nó sẽ quyết định chiều dày của thành tháp. Bản thiết kế tháp sẽ có hiệu quả kinh tế cao nhất khi chiều dày thành tháp sẽ tăng dần từ đỉnh tháp xuống đáy tháp. Khi đó chiều dày thành tháp ở trên đỉnh tháp chỉ cần đủ để chịu được tải trọng do áp suất tạo ra. Trong khi đó chiều dày thành tháp ở dưới đáy tháp phải chịu được cả áp suất và mô men uốn cực đại.

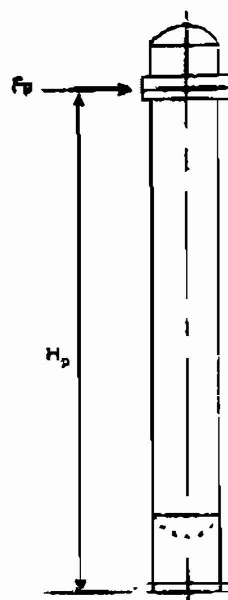
Bất kỳ sự gia tăng phần diện tích của tháp tiếp xúc trực tiếp với gió tại vị trí nào đó của tháp cũng sẽ làm tăng tải trọng tập trung cục bộ tại vị trí đó của tháp (hình 8.23). Mô men uốn được tạo ra do tải trọng cục bộ tại đáy tháp sẽ được tính theo công thức:

$$M_p = F_p.H_p \qquad (8.61)$$

Ở đây:

F_p – tải trọng tập trung cục bộ;

H_p – chiều cao tính từ vị trí đặt tải trọng cục bộ đến đáy của tháp.



Hình 8.23. Tải trọng gió cục bộ

Áp suất động lực của gió

Tải trọng do gió tạo ra đặt vào một kết cấu phụ thuộc vào hình dạng của kết cấu và vào tốc độ của gió:

$$P_w = \frac{1}{2}C_d.\rho_a.U_w^2 \quad (8.62)$$

Ở đây:

P_w – áp suất do gió tạo ra;

C_d – hệ số hình dạng (hệ số trở lực);

ρ_a – khối lượng riêng của không khí;

U_w – tốc độ gió;

Hệ số hình dạng C_d phụ thuộc vào hình dạng của kết cấu và vào tốc độ gió (phụ thuộc vào chuẩn số Reynolds).

Đối với các tháp hình trụ nhẵn hoặc ống khói, phương trình bán thực nghiệm sau đây có thể sử dụng để đánh giá áp suất gió:

$$P_w = 0,05U_w^2 \quad (8.63)$$

Ở đây:

P_w – áp suất gió, N/m^2;

U_w – tốc độ gió, km/h.

Khi vỏ ngoài của tháp được kết nối với các bộ phận (ví dụ: thang, các đường ống nối...) thì hệ số hình dạng trong phương trình (8-63) cần phải tăng đến giá trị 0,07 (thay cho giá trị 0,05).

Tháp phải được thiết kế để có thể chịu được tốc độ gió cao nhất có thể xuất hiện trong suốt thời gian tồn tại của nhà máy. Khả năng xuất hiện gió với tốc độ cao nhất dùng cho tính toán tháp có thể dự đoán dựa vào các số liệu thống kê về thời tiết của địa điểm đặt nhà máy. Ví dụ ở Anh các bản đồ thể hiện tốc độ gió sử dụng cho thiết kế ở các địa điểm khác nhau được dẫn trong bộ mã số chuẩn của Anh BS CP 3:1972 " Basic Data for the design of buildings, Chapter V Loading: Part 2 Wind Loads".

Tốc độ điển hình của gió sử dụng cho tính toán khoảng 50 m/s (180 km/h). Trong bộ mã số chuẩn cũng dẫn các phương pháp tính áp suất động lực của gió tác dụng lên các công trình và các kết cấu có hình dạng khác nhau. Các số liệu và các phương pháp thiết kế cũng được dẫn trong bộ số liệu khoa học kỹ thuật (the Engineering Science Data Unit - ESDU) (trong phần về kỹ thuật gió), hoặc trong " the Building Research Establishment Digest No.119 (1970), The assessment of wind loads", HMSO, July 1970. Các tải trọng dùng cho thiết kế tại các điểm khác nhau của Mỹ được dẫn trong tài liệu của Megysey (1986), Escoe (1986) và Moss (1987).

Để thiết kế sơ bộ có thể chọn tốc độ gió 160 km/h (tương đương với áp suất gió 1280 N/m^2).

Ở bất kỳ vị trí nào, tốc độ gió ở ngay sát mặt đất đều nhỏ hơn tốc độ gió ở trên cao (do lớp biên tạo ra), vì vậy trong một số phương pháp thiết kế, cho các công trình có độ cao nhỏ hơn 20 m, tải trọng thiết kế do gió tạo ra thường chọn thấp hơn (bằng 1/2 giá trị của áp suất gió ở trên - 640 N/m^2).

Tải trọng của gió tính theo một đơn vị dài của tháp sẽ bằng tích tải trọng gió với đường kính hiệu dụng của tháp (bằng đường kính ngoài của tháp cộng với chiều dày lớp cách nhiệt và cộng với kích thước của các phần kết nối (như thang, các đường ống nối)):

$$F_w = P_w.D_{ef} \quad (8.64)$$

Đối với thang có lồng, chiều dày thêm vào thường chọn bằng 0,4 m..

Phần tính tải trọng gió tác dụng lên tháp cao, cũng như phần tính các mô men uốn, được thể hiện trong ví dụ 8.2. Các ví dụ khác về thiết kế các tháp cao được dẫn trong các tài liệu Brownell (1963), Henry (1963), Bednar (1986), Escoe (1994), Jawad và Farr (1989).

Độ lắc ngang của tháp cao

Các tháp cao dưới tác dụng của gió sẽ bị dao động. Đối với tháp, độ lắc ngang cho phép thường quy định không vượt quá 150 mm trên 30 m chiều cao của tháp.

Đối với các tháp có diện tích tiết diện ngang không đổi, độ lắc ngang có thể tính theo công thức dùng để tính độ cong của dầm công xôn có tải trọng đều. Đối với các tháp có chiều dày thành không đổi, độ lắc ngang có thể tính theo công thức dẫn trong tài liệu [Tang, S.S (1968) Hyd. Proc. 47 (Nov) 230. Shortcut Methods for calculating tower deflection].

Rung động do gió gây ra

Các rung động do lốc xoáy tạo ra cho các tháp có thành mỏng có thể dẫn đến các dao động, và nếu tần số của các dao động này trùng với tần số rung động tự nhiên của tháp, thì các dao động này có thể sẽ gây ra sự phá hủy trước thời hạn của tháp. Hiệu ứng của các rung động xoáy lốc có thể nghiên cứu trên các tháp có tỷ số chiều cao trên đường kính lớn hơn 10. Các phương pháp dùng để xác định tần số rung động tự nhiên của tháp được trình bày trong các tài liệu của Freese (1959), DeGhetto và Long (1966). Ngoài ra cũng có thể tham khảo thêm các tài liệu [BRE digest No.119 (1970) và the ESDU manuals on wind engineering].

Để tránh không tạo ra các xoáy lốc gây rung động cộng hưởng của các tháp và ống khói nhẵn, trên đỉnh của tháp và các ống khói thường lắp các rãnh xoắn để hướng chuyển động của gió. Kết quả tương tự cũng có thể đạt được cho các tháp cao nếu xung quanh tháp có lắp các bộ phận liên quan (như thang, ống, và các sàn thao tác).

8.7.3. Tải trọng do động đất gây ra

Chuyển động của bề mặt trái đất trong thời gian động đất sẽ tạo ra lực cắt đối với các tháp cao đứng độc lập, với độ lớn tăng từ chân tháp đến đỉnh tháp. Lực cắt tổng cộng đối với tháp có thể tính theo công thức:

$$F_s = a_e\left(\frac{G}{g}\right) \qquad (8.65)$$

Ở đây:

a_e – gia tốc của tháp trong thời gian động đất,

g – gia tốc trọng trường,

G – trọng lượng tổng của tháp.

Tỷ số (a_e/g) được gọi là hệ số địa chấn C_e. Hệ số địa chấn C_e là hàm số của chu kỳ dao động tự nhiên của tháp và cấp độ của động đất. Các giá trị của hệ số địa chấn C_e được xác định bằng phương pháp kinh nghiệm dựa vào các nghiên cứu về mức độ phá hủy do động đất gây ra tại các địa điểm có sự xuất hiện của động đất. Các giá trị của hệ số địa chấn C_e cho các địa điểm của nước Mỹ cũng như các thủ tục dùng để xác định ứng suất do động đất gây ra trong các tháp cao, được dẫn trong tài liệu của Megyesy (1986), Escoe (1994) và Moss (1987).

Đối với các địa điểm của nước Anh, phần phân tích ứng suất địa chấn không được xem là một thủ tục bắt buộc trong thiết kế tháp cao (ngoại trừ khi xây dựng các cơ sở hạt nhân) vì xác suất xuất hiện động đất với cường độ có thể gây thiệt hại đáng kể có thể bỏ qua. Tuy nhiên ở những địa điểm có thể có động đất gây thiệt hại lớn, thì cần phải tính đến nguy cơ này khi quyết định xây dựng công trình.

8.7.4. Tải trọng đặt lệch tâm

Các thiết bị phụ trợ được kết nối với tháp cao nếu được đặt lệch tâm so với trục tâm của tháp sẽ gây ra mô men uốn đối với tháp (hình 8.24). Các mô men được tạo ra bởi các bộ phận có kích thước nhỏ (ví dụ như thang, các ống nối, các cửa sửa chữa) sẽ bé, vì vậy có thể được bỏ qua. Trong khi đó, các thiết bị có trọng lượng lớn (như các thiết bị ngưng tụ, và các dầm đỡ được lắp bên cạnh tháp) sẽ tạo ra các mô men có độ lớn đáng kể, vì vậy cần phải xét đến khi tính chiều dày của tháp. Các mô men đặt lệch tâm có thể tính theo công thức:

$$M_e = W_e . L_o \qquad (8.66)$$

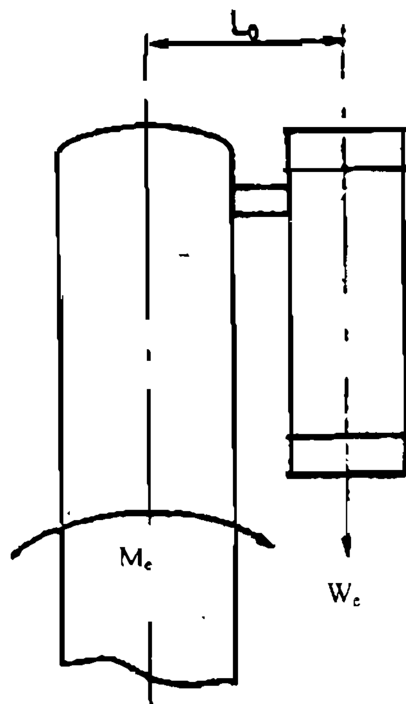
Ở đây:

W_e trọng lượng tĩnh của thiết bị,

L_o – khoảng cách tính từ trọng tâm của thiết bị đến đường trục tâm của tháp.

Mô men xoắn

Khi có một lực tác dụng theo phương ngang lên các thiết bị phụ được kết nối với tháp, và nếu đường tác dụng của lực không trùng với đường tâm của tháp, thì sẽ xuất hiện mô men xoắn đối với tháp. Tải trọng gây ra mô men xoắn sẽ tăng lên khi có áp lực do gió tạo ra tác dụng lên các đường ống và các thiết bị phụ khác. Tuy nhiên, các mô men xoắn thường nhỏ và có thể bỏ qua. Các đường ống nối và các cơ cấu kết nối với thiết bị phụ sẽ phải được thiết kế sao cho không tạo ra tải trọng đáng kể cho tháp.



Hình 8.24. Mô men uốn do thiết bị đặt lệch tâm gây ra

Ví dụ 8.3

Hãy xác định sơ bộ chiều dày cần thiết của tháp chưng cất có các thông số sau:

Chiều cao tháp: 50 m

Đường kính tháp: 2 m

Chiều cao trụ đỡ; 3 m

Số đĩa của tháp (được đặt cách đều nhau): 100

Chiều dày lớp cách nhiệt bằng sợi khoáng:75 mm

Vật liệu chế tạo tháp: thép không gỉ SUS 321 có ứng suất thiết kế $f = 135$ N/mm^2 tại 200^{o}C (bảng 8.2).

Áp suất làm việc tuyệt đối: 10 bar

Tháp được kiểm tra toàn bộ bằng siêu âm (hệ số kết nối J = 1).

Bài giải

Áp suất thiết kế: chọn áp suất thiết kế lớn hơn áp suất làm việc 10 %:

$$P_i = (10-1).1,1 = 9,9 \text{ bar} \approx 10 \text{ bar} = 1 \text{ N/mm}^2;$$

Chiều dày cần thiết nhỏ nhất của tháp được tính theo công thức (8.36a):

$$e = \frac{P_i D_i}{2Jf - P_i} = \frac{1,0.2,0.10^3}{2.1.135-1,0} = 7,4 \text{ mm}$$

Chiều dày phần thân ở đáy tháp sẽ phải lớn hơn nhiều so với chiều dày nhỏ nhất để có thể chịu được tải trọng do gió và do trọng lượng của tháp gây ra.

Tại vòng tính thứ nhất: Chia tháp thành 5 phần với các chiều dày thân tháp tương ứng như sau: 10, 12, 14, 16, 18 mm.

Trọng lượng tĩnh của tháp

Trọng lượng của thân tháp: Mặc dù phương trình (8.59) một cách chặt chẽ chỉ có thể áp dụng được cho tháp có chiều dày đồng nhất, nhưng một cách gần đúng sơ bộ có thể sử dụng phương trình này để xác định trọng lượng của tháp bằng cách sử dụng chiều dày trung bình (14 mm):

Chọn hệ số

C_v = 1,15 (tháp có lắp các đĩa);

$D_m = 2+14.10^{-3} = 2,014$ m

H_v = 50 m;

t = 14 mm

Khi đó trọng lượng của tháp:

$$\begin{aligned} G_v &= 240.C_v.D_m.(H_v + 0,8.D_m)t \\ &= 240.1,15.2,014.(50+0,8.2,014).14 \\ &= 401,643 \text{ N} \\ &= 402 \text{ kN} \end{aligned}$$

Trọng lượng của đĩa

- Diện tích của đĩa:

$$S_p = \frac{\pi D_p^2}{4} = \frac{3,14.2^2}{4} = 3,14 \text{ m}^2.$$

- Trọng lượng của một đĩa (bao gồm cả dầm đỡ và các phụ kiện) được tính gần đúng theo công thức (8-57):

$$G_{p_1} = 1,2.S_p = 1.2.3,14 = 3,8 \text{ kN}.$$

- Trọng lượng của lớp cách nhiệt:

+ Khối lượng riêng của sợi khoáng: $\rho = 130\,kg/m^3$;

+ Thể tích gần đúng của lớp cách nhiệt (chiều dày lớp cách nhiệt t_{in} = 75 mm):

$$V_{in} = \pi.D_i.H_v.t_{in} = 3,14.2.50.75.10^{-3} = 23,6\ m^3$$

+ Trọng lượng của lớp cách nhiệt:

$$G_{in} = V_{in}.\rho_{in}.9,81 = 23,6.130.9,81 = 30.049\ N \approx 30\ kN$$

Để tính cả phần cách nhiệt cho các phụ kiện chọn G_{in} = 2.30 = 60 kN.

- Trọng lượng tổng của tháp:

+	Thân tháp	402 kN
+	Các đĩa	380 kN
+	Lớp cách nhiệt	60 kN
	Tổng	842 kN

Tải trọng gió

Chọn áp suất do gió tạo ra bằng $P_w = 1280\ N/m^2$ (tương đương tốc độ gió 160 km/h).

Đường kính trung bình của tháp (bao gồm cả lớp cách nhiệt):

$$D_{ef} = D_i + 2(t_i + t_{in}).10^{-3} = 2 + 2(14 + 75).10^{-3} = 2,18\ m.$$

Tải trọng gió (tính theo một đơn vị dài) được tính theo công thức (8.64):

$$F_w = P_w.D_{ef} = 1280.2,18 = 2790\ N/m.$$

Mômen uốn tại đáy tháp được tính theo công thức (8.60):

$$M_o = M_v = \frac{W.x^2}{2} = \frac{F_w.H_v^2}{2.} = \frac{2790.50^2}{2} = 3.487.500\ Nm$$

Phân tích ứng suất

Tại mặt đáy của tháp

- Ứng suất áp suất theo chu vi và theo hướng trục được tính theo công thức (8.5) và (8.6):

$$\sigma_h = \sigma_2 = \frac{PD}{2t} = \frac{1,0.2.10^3}{2.18} = 55,6\ N/mm^2$$

$$\sigma_L = \sigma_1 = \frac{PD}{4t} = \frac{1,0.2.10^3}{4.18} = 27,8\ N/mm^2$$

- Ứng suất do trọng lượng của tháp tạo ra được tính theo công thức:

$$\sigma_w = \frac{G}{\pi(D_i + t)t} \tag{8.67}$$

Ở đây G - trọng lượng tổng của tháp do thành tháp phải chịu tác dụng tại vị trí đang xét.

$$\sigma_w = \frac{842.10^3}{3,14.(2000 + 18).18} = 7,4\ N/mm^2 \text{ (ứng suất nén)}$$

- Ứng suất uốn (nén hoặc căng) sẽ được tính theo công thức:

$$\sigma_b = \pm\frac{M_v}{I_v}\left(\frac{D_i}{2} + t\right) \tag{8.68}$$

Ở đây M_v - mômen uốn tổng cộng tại mặt bằng đang xét;

I_v - mômen thứ cấp của diện tích tiết diện của tháp tại mặt tác dụng của mômen uốn và được tính theo công thức:

$$I_v = \frac{\pi}{64}\left(D_o^4 - D_i^4\right) \tag{8.69}$$

Ở đây D_o - đường kính ngoài của tháp:

$$D_o = D_i + 2t = 2000 + 2.18 = 2036 \text{ mm}$$

$$I_v = \frac{\pi}{64}\left(2036^4 - 2000^4\right) = 5{,}81.10^{10} \text{ mm}^4$$

$$\sigma_b = \pm\frac{3487500.10^3}{5{,}81.10^{10}}\left(\frac{2000}{2} + 18\right) = \pm 61{,}1 \text{ N/mm}^2$$

- Ứng suất tổng hợp theo hướng dọc trục:

$$\sigma_z = \sigma_L + \sigma_w + \sigma_b$$

Ở đây σ_w – ứng suất nén vì vậy có giá trị âm.

Khi gió thổi hướng lên trên:

$$\sigma_z = \sigma_L - \sigma_w + \sigma_b = 27{,}8 - 7{,}4 + 61{,}1 = 81{,}5 \text{ N/mm}^2$$

Khi gió thổi hướng xuống dưới:

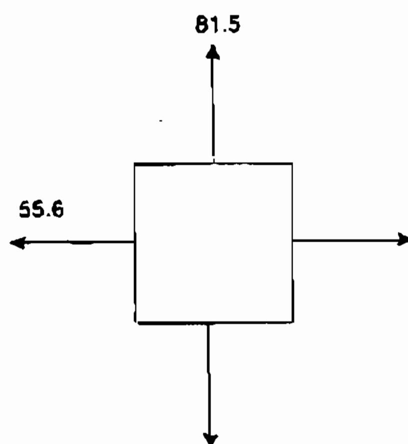
$$\sigma_z = \sigma_L - \sigma_w - \sigma_b = 27{,}8 - 7{,}4 - 61{,}1 = -40{,}7 \text{ N/mm}^2$$

Do không có ứng suất xoắn nên các ứng suất chính sẽ là ứng suất tiếp tuyến theo chu vi σ_h và ứng suất tổng theo hướng dọc trục σ_z.

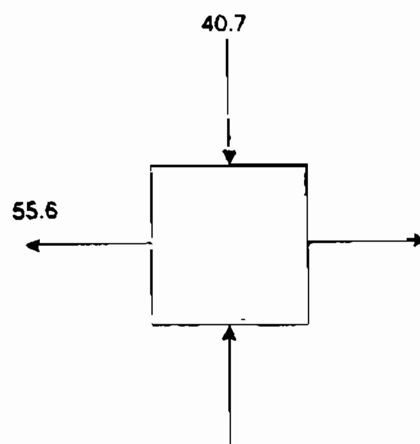
Đối với các tháp ứng suất theo hướng kính thường có giá trị bé vì vậy thường được bỏ qua. Ứng suất này có thể tính được gần đúng theo công thức:

$$\sigma_r = \sigma_3 \cong \frac{P_i}{2} \tag{8.70}$$

$\sigma_r = \frac{1{,}0}{2} = 0{,}5 \text{ N/mm}^2$ (ứng suất nén lấy dấu (-)).



Gió hướng lên trên



Gió hướng xuống dưới

Theo lý thuyết về ứng suất cắt cực đại áp dụng cho thiết kế tháp, thì giá trị lớn nhất của các ứng suất tại điểm đang xét sau đây sẽ được sử dụng cho mục đích thiết kế:

$$\sigma_{max} = \max\left\{(\sigma_1\text{-}\sigma_2),(\sigma_1\text{-}\sigma_3),(\sigma_2\text{-}\sigma_3)\right\} \qquad (8.71)$$

Chiều dày của thành tháp phải đủ lớn để cường độ ứng suất cực đại không vượt quá ứng suất thiết kế (độ bền thiết kế danh nghĩa) của vật liệu chế tạo tháp tại mọi điểm của tháp.

Trong trường hợp ví dụ đang xét, hiệu số lớn nhất của các ứng suất chính sẽ đạt được cho trường hợp gió thổi hướng xuống dưới:

$$\sigma_{max} = \left(55,6-(-40,7)\right) = 95,5\ \mathrm{N/mm^2}$$

Giá trị này nhỏ hơn nhiều so với ứng suất thiết kế của thép không gỉ SUS 321:

$$\sigma_{max} < f = 135\ \mathrm{N/mm^2}\ \text{(bảng 8.2)}.$$

Kiểm tra độ bền đàn hồi

Ứng suất uốn đàn hồi tới hạn được tính theo công thức:

$$\sigma_c = 2.10^4.\left(\frac{t}{D_o}\right),\quad \mathrm{N/mm^2} \qquad (8.72)$$

$$= 2.10^4.\left(\frac{18}{2036}\right) = 176,8\ \mathrm{N/mm^2}$$

Ứng suất nén cực đại ở thành tháp không được vượt quá giá trị ứng suất uốn đàn hồi tính theo công thức trên, hoặc không được vượt quá giá trị của ứng suất thiết kế của vật liệu chế tạo.

Ở ví dụ đang xét, ứng suất nén tổng cộng sẽ bằng:

$$\sigma_{ct} = \sigma_w + \sigma_b = 7,4 + 61,1 = 68,5\ \mathrm{N/mm^2}$$

Vậy $\sigma_{ct} << \sigma_c = 176,8\ \mathrm{N/mm^2}$

Kết luận:

Chiều dày thiết kế (t = 18 mm) thỏa mãn các yêu cầu đặt ra;

Có khả năng giảm chiều dày của thành tháp, và sau đó thực hiện vòng tính lặp thứ hai để kiểm tra lại chiều dày đã chọn lại của thành tháp.

8.8. KẾT NỐI BÍCH

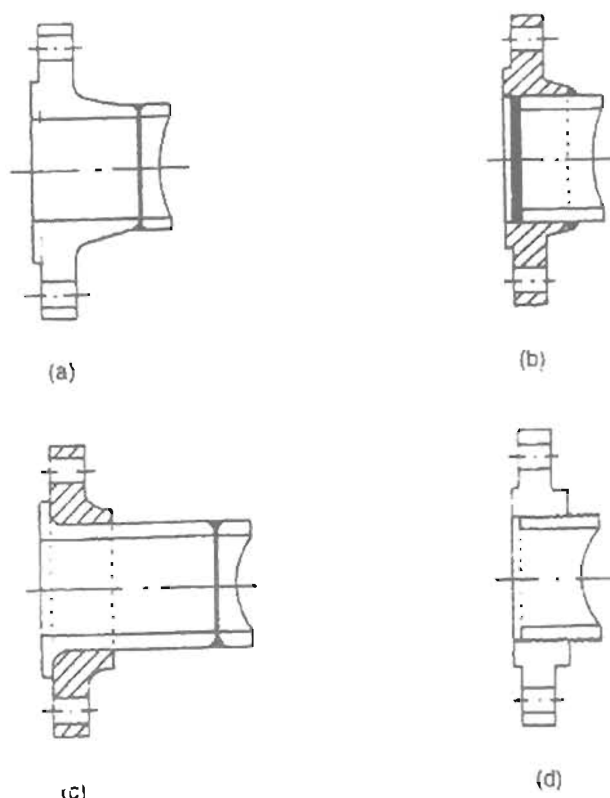
Kết nối bằng mặt bích thường được sử dụng để kết nối các đường ống và các dụng cụ đo với tháp, để bịt các cửa sửa chữa, cũng như để tháo đáy và nắp của tháp khi có nhu cầu thâm nhập vào trong tháp. Mặt bích cũng được sử dụng trên thân tháp khi có sự cần thiết phải chia tháp thành từng đoạn để thuận tiện cho việc vận chuyển, sửa chữa và bảo dưỡng. Kết nối bích cũng được sử dụng để nối các đường ống với các thiết bị khác (như bơm và các van). Kết nối bằng bu lông thường được sử dụng để kết nối các đường ống có đường kính bé (d < 40 mm). Kết nối bích cũng được sử dụng để kết nối các đoạn ống khi có nhu cầu lắp ráp và tháo dỡ nhanh để thuận tiện cho việc sửa chữa, nhưng trong đại đa số các trường hợp ống thường được kết nối bằng hàn trực tiếp để giảm giá thành của đường ống.

Đường kính của bích thường thay đổi trong một phạm vi rộng: từ đường kính vài milimét cho các ống nhỏ, đến đường kính vài mét dùng để kết nối thân tháp hoặc nắp và đáy tháp.

8.8.1. Các kiểu mặt bích - chọn mặt bích

Một số kiểu chính của bích có ứng dụng khác nhau sẽ được liệt kê dưới đây:

1. Bích hàn cổ (bích liền);
2. Bích hàn ngoài ống (bích liền);
3. Bích lồng ngoài ống (bích tự do);
4. Bích bắt ren;
5. Bích bít kín.



Hình 8.25. Các kiểu mặt bích
a. Kiểu hàn cổ; b. Kiểu hàn ống lồng trong bích; c. Kiểu lồng ống; d. Kiểu ren

Bích hàn cổ ống (bích liền) (hình 8.25a) có đoạn ống dài hình côn nằm giữa mặt bích và đường hàn. Sự chuyển dần dần từ đường kính của phần bích đến đường kính của ống nối nhằm giảm sự không liên tục của ứng suất giữa mặt bích và ống nối và làm tăng cường độ bền của toàn bộ cụm bích nối. Bích hàn cổ được ứng dụng cho các điều kiện làm việc khắc nghiệt nhất: phải chịu được nhiệt độ, chịu được các tải trọng có dao động mạnh và các tải trọng gây ứng suất cắt. Mặt bích kiểu này thường được sử dụng cho các kết nối ống và các vòi phun nối với tháp, với các bình và các thiết bị của dây chuyền công nghệ.

Bích hàn ống lồng (bích liền) (hình 8.25b): bích được lồng bên ngoài ống, thường được hàn cả ở ngoài và cả phía trong. Mép trong của ống thường được đặt thấp hơn so với mặt trên của bích trong khoảng $0 \div 2,0$ mm. Độ bền của mặt bích kiểu hàn ngoài ống nằm trong khoảng $\left(\frac{1}{3} \div \frac{2}{3}\right)$ độ bền của bích hàn cổ ống. Bích hàn ngoài ống có giá thành thấp hơn so với giá thành của bích hàn cổ ống và dễ dàng hơn trong sắp xếp hướng kết nối giữa các thiết bị. Tuy nhiên bích kiểu hàn ngoài ống chịu va đập và chịu các dao động của tải trọng kém hơn so với bích kiểu hàn cổ ống.

Bích kiểu hàn ngoài ống nhìn chung thường dùng để kết nối các đường ống được chế tạo bằng phương pháp rèn và hàn ngoài ống.

Trong trường hợp tải trọng nhỏ bích kiểu hàn ngoài ống được chế tạo trực tiếp từ các tấm vật liệu.

Bích lồng ngoài ống (bích tự do) (hình 8.25c) được sử dụng cho việc kết nối các ống. Bích kiểu này sẽ có hiệu quả kinh tế khi cần kết nối các đường ống bằng hợp kim đắt tiền (ví dụ ống bằng thép không gỉ) nhưng các mặt bích vẫn được chế tạo bằng thép cácbon thông thường. Thông thường một đoạn ống ngắn được lồng bên ngoài ống và được hàn vào đầu ống cần kết nối (để tạo vành kết nối). Tuy nhiên, đối với một số loại ống vành kết nối có thể tạo trực tiếp từ các đầu ống (bằng phương pháp làm tòe rộng miệng ống), và như vậy có thể làm giảm giá thành của việc kết nối ống.

Bích ren (hình 8.25d) thường được sử dụng để kết nối các chi tiết đã được ren vào mặt bích. Trong một số trường hợp bích kiểu này cũng được sử dụng để kết nối các ống hợp kim do khó đạt được độ bền cần thiết bằng phương pháp hàn.

Bích bít kín là các đĩa phẳng dùng để bít kín các bích nối, bít kín các cửa sửa chữa và các cửa quan sát.

8.8.2. Đệm bít kín

Đệm được sử dụng để bít kín bề mặt kết nối giữa hai mặt bích. Trong thực tế để kết nối kín bằng các mặt bích nếu không sử dụng đệm bít kín sẽ cần phải gia công tinh bề mặt bích với độ chính xác cao và vì vậy sẽ gặp nhiều khó khăn và sẽ không kinh tế. Để kết nối bích kín đơn giản và hiệu quả cho cả những trường hợp chịu áp suất thường cần sử dụng đệm bít kín.

Đệm bít kín được chế tạo từ các vật liệu "bán dẻo". Các vật liệu này sẽ bị biến dạng và chảy ra dưới tác dụng của tải trọng và lấp đầy các vị trí không bằng phẳng của bề mặt trong không gian giữa hai mặt bích, nhưng vẫn giữ được độ đàn hồi đủ để đảm bảo độ kín của kết nối bích khi có những thay đổi do tải trọng gây ra.

Vật liệu dùng để chế tạo đệm bít kín rất đa dạng, vì vậy để chọn vật liệu làm đệm bít kín cho những trường hợp cụ thể cần phải tham khảo các ca ta lô của các nhà sản xuất cũng như các tài liệu tra cứu. Các thông số dùng cho thiết kế đệm bít kín của một số loại vật liệu thường được sử dụng được dẫn trong bảng 8.4. Các số liệu đầy đủ hơn về vật liệu dùng để chế tạo đệm bít kín cho các bình chịu áp suất có thể tham khảo trong các bộ mã số và tiêu chuẩn, trong các sách tra cứu khác nhau (Ví dụ: Sổ tay của Perry và các cộng sự (1997)). Trong bảng 8.4, y là ứng suất tiếp xúc nhỏ nhất và sẽ bằng lực tác dụng lên một đơn vị diện tích bề mặt của đệm (áp suất) để làm cho vật liệu chảy ra và lấp đầy các vị trí không bằng phẳng của bề mặt bích.

Hệ số đệm m sẽ bằng tỷ số ứng suất, tác dụng lên đệm ở điều kiện làm việc, trên áp suất ở bên trong bình (hoặc ở bên trong ống). Áp suất bên trong bình sẽ làm cho các bề mặt của bích có xu thế tách rời nhau, vì vậy áp suất tác dụng lên đệm ở điều kiện làm việc sẽ phải nhỏ hơn áp suất xiết chặt mặt bích (do bu lông, ốc vít tạo ra). Hệ số đệm m sẽ cho biết giá trị áp suất tối thiểu cần phải duy trì trên bề mặt đệm để đảm bảo độ bít kín cần thiết.

Chọn vật liệu chế tạo đệm

Để chọn vật liệu làm đệm cần phải quan tâm đến các yếu tố sau:

1, Các điều kiện của quá trình: áp suất, nhiệt độ, bản chất ăn mòn của các chất lỏng và khí có trong bình.

2, Nhu cầu tháo lắp của kết nối bích.

3, Kiểu mặt bích và kiểu bề mặt của bích.

Trong khoảng áp suất 20 bar, nhiệt độ làm việc và độ ăn mòn của các chất lỏng của quá trình sẽ là các yếu tố quyết định sự lựa chọn vật liệu làm đệm.

Đệm được chế tạo từ sợi thực vật và cao su tổng hợp có thể sử dụng trong khoảng nhiệt độ đến 100°C. Vật liệu Polyfluorocácbon (Teflon) và amiăng được ép ở áp suất cao có thể sử dụng để chế tạo đệm chịu được nhiệt độ đến 260°C. Đệm từ vật liệu được tăng cường bằng kim loại có thể chịu được nhiệt độ đến 450°C. Đệm được chế tạo từ kim loại mềm có thể sử dụng trong khoảng nhiệt độ cao hơn.

Bảng 8.4. Vật liệu dùng để chế tạo đệm bít kín
(Dựa vào số liệu trong bộ chuẩn BS 5500:1991)

	Vật liệu chế tạo đệm bít kín	Hệ số đệm, m	Ứng suất nén ép tối thiểu y, N/mm^2	Hình dạng của đệm	Chiều dày tối thiểu của đệm, mm
	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
1,	Cao su không lót sợi vải hoặc cao su có tỷ lệ sợi amiăng không cao. Độ cứng:				
	+ Dưới 75° (thang độ cứng quốc tế - IRH).	0,05	0		10
	+ Bằng hoặc trên 75° IRH (thang độ cứng quốc tế).	1,00	1,4		10
2,	Amiăng với chất kết dính phù hợp với điều kiện làm việc:				
	+ Dày 3,2 mm	2,00	11,0		
	+ Dày 1,6 mm	2,75	25,5		
	+ Dày 0,8 mm	3,50	44,8		10
3,	Cao su lót vải sợi cô tông	1,25	2,8		10
4,	Cao su lót vải sợi amiăng, có hoặc không có sợi kim loại tăng cứng:				
	3 lớp	2,25	15,2		10
	2 lớp	2,50	20,0		10
	1 lớp	2,75	25,5		10
5.	Sợi thực vật	1,75	7,6		10
6,	Dây thép được xoắn ốc và được nhồi amiăng:				
	+ Thép cácbon	2,50	20,0		10
	+ Thép không gỉ hoặc hợp kim Monel	3,00	31,0		10
7.	Kim loại uốn gợn sóng nhồi amiăng:				
	+ Nhôm mềm	2,5	20,0		
	+ Đồng mềm hoặc đồng thau	2,75	25,5		
	+ Sắt hoặc thép mềm.	3,00	36,0		10

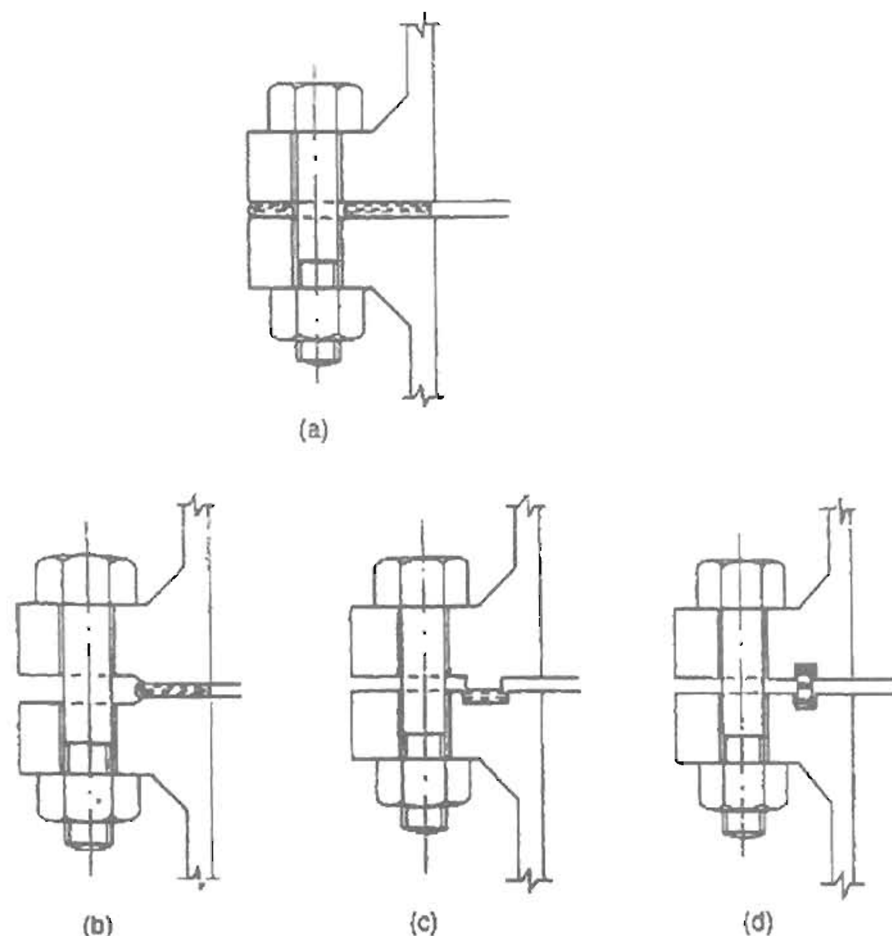
8,	Tấm kim loại lượn sóng được bọc bằng vỏ bọc amiăng:				
	+ Hợp kim Monel hoặc thép có hàm lượng Crôm từ 4 - 6%	3,25	37,9		
	+ Các loại thép không gỉ	3,5	44,8		
	+ Nhôm mềm	2,75	25,5		
	+ Đồng mềm hoặc đồng thau.	3,00	36,0		10
9,	Tấm kim loại lượn sóng:				
	+ Sắt hoặc thép mềm	3,25	37,9		10
	+ Hợp kim Monel hoặc thép có hàm lượng Crôm từ 4 - 6%	3,5	44,8		
	+ Các loại thép không gỉ	3,75	52,4		
	+ Nhôm mềm	3,25	37,9		
	+ Đồng mềm hoặc đồng thau.	3,5	44,8		
10,	Tấm kim loại được bọc bằng vỏ amiăng:				
	+ Sắt hoặc thép mềm	3,75	52,4		
	+ Hợp kim Monel	3,50	55,1		10
	+ Hợp kim có hàm lượng Crôm từ 4 - 6%	3,75	62,0		
	+ Các loại thép không gỉ	3,75	62,0		
	+ Nhôm mềm	3,25	37,9		
	+ Đồng mềm hoặc đồng thau.	3,50	44,8		
11,	Tấm kim loại xẻ rãnh:				
	+ Sắt hoặc thép mềm	3,75	52,4		10
	+ Hợp kim Monel hoặc thép có hàm lượng Crôm từ 4 - 6%	3,75	62,0		
	+ Các loại thép không gỉ	4,25	69,5		
	+ Nhôm mềm	4,00	60,6		
	+ Đồng mềm hoặc đồng thau.	4,75	89,5		
12,	Tấm kim loại cứng:				
	Sắt hoặc thép mềm	5,50	124		6
	+ Hợp kim Monel hoặc thép có hàm lượng Crôm từ 4 - 6%	6,00	150		
	+ Các loại thép không gỉ.	6,50	179		
13,	Kết nối kiểu vòng đệm				
	+ Sắt hoặc thép mềm	5,50	120		
	+ Hợp kim Monel hoặc thép có hàm lượng Crôm từ 4 - 6%	6,00	150		
	+ Các loại thép không gỉ	6,50	179		

8.8.3. Bề mặt của bích

Mặt bích cũng được phân loại theo diện tích của bích tiếp xúc với vòng đệm. Theo cách phân loại này mặt bích có những kiểu cơ bản sau đây:

1, Toàn bộ bề mặt của bích tiếp xúc với vòng đệm. Trên hình 8.26a bề mặt của bích tiếp xúc với vòng đệm được mở rộng ra ngoài phạm vi của đường vòng tròn tâm của các bu lông và chiếm toàn bộ bề mặt của bích;

2, Bích kiểu bề mặt tiếp xúc hẹp (hình 8.26a, b, c, d). Ở các trường hợp này bề mặt của bích tiếp xúc với đệm được giới hạn từ vòng tâm của các bu lông vào phía trong.



Hình 8.26. Các kiểu mặt bích
a. Kiểu bề mặt rộng; b. Kiểu đệm nằm phía trong bu long;
c. Kiểu xẻ rãnh chìm; d. Kiểu kết nối bằng vòng đệm.

Bích kiểu bề mặt tiếp xúc rộng có cấu tạo đơn giản, giá thành thấp, nhưng chỉ sử dụng được khi áp suất làm việc thấp. Nếu áp suất làm việc cao, do bề mặt tiếp xúc với đệm lớn nên cần phải dùng các bu lông có cường độ chịu lực cao để có thể tạo ra áp lực đủ lớn tác dụng lên đệm để đảm bảo độ kín cần thiết của thiết bị.

Bích kiểu bề mặt nhô lên và hẹp (Hình 8.26b) là kiểu bích được sử dụng phổ biến nhất cho các thiết bị công nghệ. Khi mặt bích có bề mặt phẳng (hình 8.26b) thì đệm được giữ lại trên bề mặt bích bằng lực ma sát giữa bề mặt đệm và bề mặt bích.

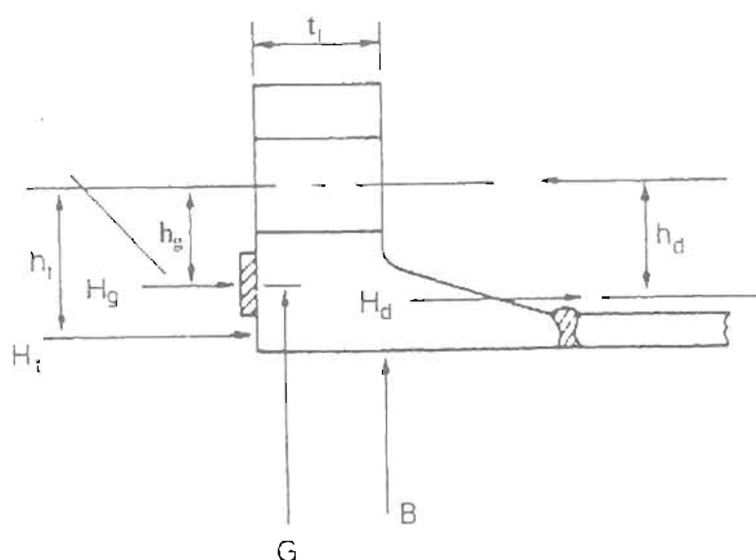
Cho loại bích có xẻ rãnh chìm, đệm được đặt khít vào trong rãnh của bích để đảm bảo đệm không bị trượt ra ngoài. Trong trường hợp này cần phải chế tạo cặp bích ăn khớp với nhau, và vì vậy làm tăng giá thành của bích. Đệm kiểu này phù hợp với áp suất làm việc cao và điều kiện chân không cao.

Kiểu bích kết nối bằng vòng đệm (hình 8.26d) thích hợp cho nhiệt độ và áp suất làm việc cao.

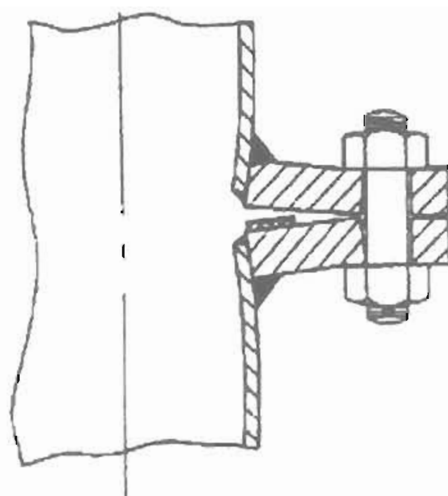
8.8.4. Thiết kế mặt bích

Bích chuẩn được sử dụng cho hầu hết các ứng dụng trong thực tế. Các bích được thiết kế đặc biệt chỉ nên sử dụng khi không có loại bích chuẩn nào thích hợp cho trường hợp quan tâm, hoặc cho trường hợp các mặt bích có kích thước lớn (Ví dụ: bích cho thân thiết bị). Trong những trường hợp này nếu dùng bích thiết kế riêng cho nhiệm vụ đặc biệt được đặt ra thì giá thành có thể thấp hơn so với giá mặt bích chuẩn gần nhất, vì các mặt bích này thường được thiết kế với độ dày vượt quá mức cần thiết.

Trên hình 8.27 thể hiện các lực tác dụng lên kết nối bằng mặt bích. Các bu lông sẽ giữ cho các bề mặt liền vào nhau bằng cách chống lại các lực do áp suất bên trong thiết bị và do đệm bít kín tạo ra. Do các lực này được đặt lệch tâm nên mặt bích sẽ chịu tác động của mô men uốn, và khi đó có thể coi mặt bích như một dầm công xôn với tải trọng tập trung. Bộ bích phải được thiết kế để có đủ độ bền và độ cứng chống lại được mô men uốn. Nếu không đủ độ cứng, bích sẽ quay nhẹ và mối nối bích sẽ không kín (Hình 8.28). Các nguyên lý thiết kế mặt bích đã được trình bày và thảo luận chi tiết trong các tài liệu của Singh và Soler (1984), Azbel và Cheremisinoff (1982). Ngoài ra Singh và Soler cũng đã soạn thảo chương trình máy tính dùng để thiết kế mặt bích.



Hình 8.27. Các lực tác dụng lên mặt bích
B. Đường kính trong của bích   G. Đường kính trung bình của vòng đệm



Hình 8.28. Sự uốn cong của mặt bích yếu

Phương pháp thiết kế và sơ đồ khối dùng để thiết kế các mặt bích nằm ngoài bảng chuẩn được dẫn trong các bộ chuẩn và mã số của các nước (Ví dụ: Bộ chuẩn British Standard BS 5500, bộ mã số American Code ASME Section VIII).

Cho mục đích thiết kế, các mặt bích được phân loại thành bích tích hợp hoặc bích lỏng.

Bích tích hợp là các bích có kết cấu để có thể được hỗ trợ từ ống bọc ngoài hoặc từ ống nối. Cho trường hợp này bộ bích và cổ ống nối tạo thành cấu trúc tích hợp. Mặt bích được hàn nối cổ có thể được xem là bích "tích hợp".

Bích lỏng được ghép với ống nhưng không nhận được sự hỗ trợ đáng kể từ cổ ống nối. Bích loại này có thể được coi là bộ ghép nối tích hợp. Bích kiểu ren và kiểu lồng ống là các trường hợp điển hình của kiểu bích lỏng.

Phương pháp thiết kế dẫn trong các bộ chuẩn và mã số có thể được minh họa bằng cách xét các lực và các mô men tác dụng lên bích tích hợp (hình 8.27).

Mô men tổng M_{op} tác dụng lên bích được xác định theo công thức:

$$M_{op} = H_d.h_d + H_t.h_t + H_g.h_g \qquad (8.73)$$

Ở đây:

H_g - phản lực của vòng đệm (lực áp suất);

$$H_g = \pi G(2b)mP_i$$

$H_t = H - H_d$ - lực áp suất tác dụng lên bề mặt của bích,

H - lực áp suất tổng cộng;

$H_d = \left(\frac{\pi}{4}\right).B^2.P_i$ - lực áp suất tác dụng lên diện tích bên trong của bích;

G - đường kính trung bình của vòng đệm;

B - đường kính trong của bích;

2b - chiều dày chịu áp suất hiệu dụng của vòng đệm;

b - chiều dày bít kín hiệu dụng của vòng đệm;

h_d, h_t, h_g - các kích thước được định nghĩa như trên hình 8.27.

Tải trọng nhỏ nhất cần thiết mà bu lông phải chịu ở điều kiện làm việc được tính theo công thức:

$$W_{m1} = H + H_g \tag{8.74}$$

Các lực và các mô men tác dụng lên mặt bích cũng cần phải được kiểm tra ở điều kiện các bu lông đã được vặn chặt.

Mô men M_{atm} được xác định theo công thức:

$$M_{atm} = W_{m2}.h_g \tag{8.75}$$

Ở đây W_{m2} - tải trọng của bu lông cần thiết để ép vòng đệm:

$$W_{m2} = y.\pi.G.b \tag{8.76}$$

Ở đây y - ứng suất (áp suất) để nén ép vòng đệm.

Các ứng suất của mặt bích:

Ứng suất theo hướng trục ống:

$$\sigma_{hb} = F_1.M \tag{8.77}$$

Ứng suất theo hướng bán kính:

$$\sigma_{rd} = F_2.M \tag{8.78}$$

Ứng suất theo phương tiếp tuyến với mặt bích:

$$\sigma_{tg} = F_3.M - F_4.\sigma_{rd} \tag{8.79}$$

Ở đây $M = \max\{M_{op}, M_{atm}\}$ - lấy giá trị lớn hơn trong hai giá trị trên;

F_1, F_2, F_3, F_4 - hàm số của kiểu bích và kích thước bích, và được tính theo các phương trình và hoặc tra theo các giản đồ cho trong các bộ chuẩn và bộ mã số (BS 5500, mục 3.8).

Kích thước của bích phải được thiết kế sao để các ứng suất xác định theo các phương trình (từ 8.77 đến 8.79) phải thỏa mãn điều kiện:

$$\sigma_{hb} \le 1,5f_{f_o} \tag{8.80}$$

$$\sigma_{rd} \le f_{f_o} \tag{8.81}$$

$$\frac{1}{2}\left(\sigma_{hb} + \sigma_{rd}\right) \le f_{f_o} \tag{8.82}$$

$$\frac{1}{2}\left(\sigma_{hb} + \sigma_{tg}\right) \le f_{f_o} \tag{8.83}$$

Ở đây f_{f_o} – ứng suất thiết kế cho phép tối đa cho vật liệu chế tạo bích ở điều kiện làm việc.

Diện tích tiết diện ngang cần thiết nhỏ nhất của bu lông A_{bf} được xác định theo công thức:

$$A_{bf} = \frac{W_m}{f_b} \tag{8.84}$$

Ở đây $W_m = \max\{W_{m1}, W_{m2}\}$ - giá trị lớn hơn trong hai giá trị trên.

F_b - ứng suất cho phép tối đa của bu lông.

Dựa vào giá trị tính được của A_{bf} tiến hành chọn bu lông có diện tích tiết diện ngang $\ge A_{bf}$.

Thông thường đường kính của bu lông $d_b \ge 12$ mm vì bu lông có đường kính nhỏ hơn có thể bị đứt gãy khi vặn bu lông chặt quá mức cần thiết.

Bước của bu lông p_b phải chọn để đảm bảo vòng đệm được nén đồng đều. Bước này thường không nhỏ hơn 2,5 lần đường kính của bu lông $(p_b \geq 2,5d_b)$ để đảm bảo đủ khoảng cách khi vặn chặt bu lông bằng cờ lê hoặc mỏ lết. Bước lớn nhất của bu lông có thể xác định theo công thức sau:

$$p_b = 2.d_b + \frac{6.t_f}{(m+0,5)} \tag{8.85}$$

Ở đây:

p_b - Bước của bu lông, mm;

d_b - Đường kính của bu lông, mm;

t_f - Độ dày của mặt bích, mm;

m - Yếu tố đệm (tra cứu trong bảng 8.4).

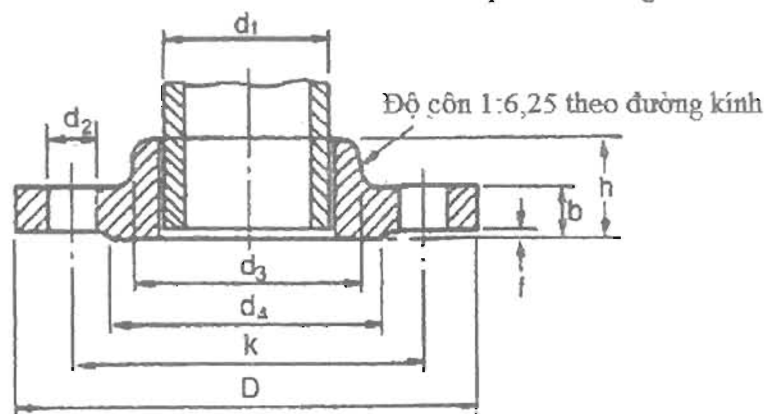
8.8.5. Dãy chuẩn của mặt bích

Dãy chuẩn của mặt bích phụ thuộc vào kiểu bích, kích thước bích và vật liệu chế tạo bích. Dãy chuẩn của mặt bích được sử dụng rộng rãi cho các đường ống, vòi phun và các chi tiết khác liên quan đến bình chịu áp suất.

Tỷ lệ giữa các phần của mặt bích chuẩn được quy định trong các bộ chuẩn và mã số khác nhau của các nước. Các kích thước điển hình của thiết kế một mặt bích chuẩn được thể hiện trên hình 8.29. Các bộ chuẩn của Anh liên quan đến mặt bích bao gồm BS 1560, part 3 và BS 4504, part 3 và các chuẩn này bao gồm các mặt bích cho các đường ống, các van và các phụ kiện được chế tạo bằng thép cácbon, thép hợp kim, gang, các hợp kim của đồng. Bộ chuẩn BS 1560 bao gồm các mặt bích cho các ống có đường kính danh nghĩa từ 24 in (610 mm) trở lên. Bộ chuẩn BS 4504 bao gồm các mặt bích cho các đường ống có đường kính danh nghĩa đến 4000 mm. Các mặt bích chế tạo từ thép cácbon có đường kính trên 610 mm cũng có trong bộ chuẩn BS 3293. Trong bộ chuẩn BS 1560 và BS 4504 kích thước của các mặt bích có đơn vị đo thuộc hệ SI, nhưng trong bộ chuẩn BS 3293 kích thước của các mặt bích lại có đơn vị đo là inches.

Bộ chuẩn về mặt bích của Mỹ do viện tiêu chuẩn quốc gia của Mỹ ban hành (ANSI). Phần tóm tắt bộ chuẩn này được dẫn trong Perry's Engineers' Handbook of Chemical Engineering (1984).

Kích thước của các mặt bích chuẩn xem trong phụ lục D.



Hình 8.29. Thiết kế điển hình của mặt bích (BS 4504)
(Tất cả các kích thước - mm)

Đường kính danh nghĩa	Đường kính ống d_1	Mặt bích			Mặt ép vòng đệm		Bu lông	Lỗ lắp bu lông			Đường kính phần nhô lên
		D	b	h	d_4	f		No.	d_2	k	d_3
10	17,2	75	12	20	35	2	M10	4	11	50	25
15	21,3	80	12	20	40	2	M10	4	11	55	30
20	26,9	90	14	24	50	2	M10	4	11	65	40
25	33,7	100	14	24	60	2	M10	4	11	75	50
32	42,4	120	14	26	70	2	M12	4	14	90	60
40	48,3	130	14	26	80	3	M12	4	14	100	70
50	60,3	140	14	28	90	3	M12	4	14	110	80
65	76,1	160	14	32	110	3	M12	4	14	130	100
80	88,9	190	16	34	128	3	M16	4	18	150	110
100	114,3	210	16	40	148	3	M16	4	18	170	130
125	139,7	240	18	44	178	3	M16	8	18	200	160
150	168,3	265	18	44	202	3	M16	8	18	225	185
200	219,1	320	20	44	258	3	M16	8	18	280	240
250	273	375	22	44	312	3	M16	12	18	335	295
300	323,9	440	22	44	365	4	M20	12	22	395	355

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Sổ tay "Quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất", Tập 2, NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 1999.

2. Hồ Lê Viên, Tính toán, thiết kế các chi tiết thiết bị hóa chất và dầu khí, NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 2006.

3. *Лащинский А.А., Толчинский А.Р.* Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л., Машиностроение, 1970. 752 с.

4. Coulson & Richardson's Chemical Engineering, V.6, 3rd edn, ButterWorth - Heinemann, Oxford - Auckland.

BẢNG CHUYỂN ĐỔI ĐƠN VỊ

STT	*Chuyển từ*	*Sang*	*Nhân với hệ số*
1	atm	N/m^2	101.325
2	atm	ft H_2O ở 39,1°F	33,9
3	atm	psi	14,696
4	B.t.u	J	1055,1
5	CFS (ft^3/sec)	m^3/s	0,028317
6	Feet (ft)	m	0,3048
7	ft	in	12
8	ft^3 (cubic feet)	lít	28,316
9	ft^3 (cubic feet)	m^3	0,028317
10	Gallons	lít	3,785
11	Gallons	ft^3	0,13368
12	GPM	Ft^3/s	0,002228
13	GPM	m^3/s	$6{,}309.10^{-5}$
14	GPM	lít/s	0,06309
15	gpm/ft^2	m/s	$0{,}68.10^{-3}$
16	in H_2O ở 60°F	N/m^2	248,84
17	Inch (in)	m	0,0254
18	in H_2O/lb	mm H_2O/m	83,31
19	in H_2O/lb	kg	0.45359
20	in H_2O/ft lớp đệm	mm H_2O/m lớp đệm	83,3
21	Kmol/(h.m^3)	lb – mol/(h.ft^3)	0,0624
22	lb/ft^2	atm	$4{,}725.10^{-4}$
23	Pounds (lb)	kg	0,45359
24	lb/ft^3	kg/m^3	16,018
25	lb – mol/h	kmol/h	0,4536
26	lb – mol/h	kmol/s	$1{,}26.10^{-4}$
27	lb/(hr.ft^2)	kg/(s.m^2)	0,00136
28	lb – mole/hr.ft^3	kg – mole/(s.m^3)	0,0045
29	Psi	N/m^2	6894,8
30	Psi	atm	0,06805
31	Psi	bar	0,0689
32	Psia	kPa	6,895
33	°C	(°F - 32).5/9	

PHỤ LỤC C

BẢNG TRA CỨU KHẢ NĂNG CHỊU ĂN MÒN CỦA VẬT LIỆU

KÝ HIỆU:

R – vật liệu chịu được môi trường ăn mòn của hóa chất tương ứng đến nhiệt độ chỉ ra trong bảng.

"Khoảng trống" chỉ cho thấy vật liệu không phù hợp.

No data (ND) – chỉ cho thấy đây là trường hợp không có số liệu về khả năng chịu ăn mòn của vật liệu trong môi trường hóa chất tương ứng.

Chú ý: Xem phần hướng dẫn sử dụng phụ lục C ở sau bảng tra cứu.

	Kim loại																													
	Nhôm (a)			*Hợp kim đồng – nhôm (đồng đỏ)*			*Đồng thau (b)*			*Gang (c)*			*Đồng*			*Hợp kim đúc súng và hợp kim đồng đỏ (d)*			*Thép hàm lượng Si cao (14%Si) (c)*			*Chì*			*Thép mềm BSS 15*			*Níc ken (đúc)*		
Nhiệt độ °C	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
Acetaldehyde	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		No data			R	R	R
Acetic acid (10%)	R	R		R	R	R							R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND					R[20]R		R
Acetic acid (glac. & anh.)	R[1]	R	R	R	R	R							R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND					R	R	R
Acetic anhydride	R[1]	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R							R	R	R
Acetone	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R[11]			R	R	R
Other ketones	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data			R	R	R
Acetylene	R	R	R				R	R	R[10]	R	R	R							R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
Acid fumes	R[2]	R	R	R[2]	R[2]	R[2]																R[2]	R							
Alcohols (most fatty)	R[1]	R	R	R	R	R	R	R	R	R[24]R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
Aliphatic esters	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data			R	R	R
Alkyl chlorides	No data			No data						R[11]R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R[11]			R	R	R
Alum	R	R	R	R	R	R							R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[16]	R[16]				R		
Aluminium chloride	R[1]	ND	ND	R[20]R[20]									R	R	R	R	R	R	R	R		R[4,16]								
Ammonia, anhydrous	R	R	R	R	R	R				R			R	R	R[13]	R	R	R	R	R	R	R	R	R[43]	R	R	R			
Ammonia, aqueous	R	R	R							R	R								R	R	R	R	R		R	R				
Ammonium chloride	R[34]R		R							R									R	R	R	R	R					R	R	R
Amyl acetate	R	R	R	R	R	R				R[11]R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]	ND	ND	No data			R	R	R
Aniline	R	R	R							R	R	R							R	R	R	R	R		No data			R	R	R
Antimony trichloride				No data						R[11]R		R	No data			R			R[11]R		R	R[4]	R					R[11]R		R
Aqua regia																														
Aromatic solvents	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R[11]			R	R	R
Beer	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	ND							R	R	R
Benzoic acid	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]						R	R	R
Boric acid	R	R		R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[42]				R	R	R
Brines, saturated	R	R	R	R	R	R				R[34]			R	R	R[20]	R	R		R	R	R	R	R					R	R	R
Bromine	R[11]R		R	R[20]						R[11]R									R			R[24]								
Calcium chloride	R	R	R	R	R	R				R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]						R[20]R		R
Carbon disulphide	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R		
Carbonic acid	R	R	R	R	R	R													R	R	R	ND						R		
Carbon tetrachloride	R			R	R	R	R	R	R	R[11]R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]		R[11]R			R	R	R
Caustic soda and potash				R						R	R		R	R	R	R	R	R							R	R		R	R	R
Chlorates of Na, K, Ba	R[11]R		R	R	R	R							R	R	R	R	R	R	R	R	R							R	R	R
Chlorine, dry	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]	R	R	R	R	R	R
Chlorine, wet																			R	R	R	R	R							
Chlorides of Na, K, Mg	R	R	R	R	R	R							R	R	R[20]	R	R	R	R	R	R	R[4]	R[4,22]					R	R	R
Chloroacetic acids				No data									No data			No data									No data			R[11]R		R
Chlorobenzene	R	ND	ND	R	R	R	No data			R	R	R	No data			R	R	R	R	R	R	R	R		R[11]R			R	R	R
Chloroform	R[1]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R	No data			R	R		R[11]R			R	R	R
Chlorosulphonic acid				R[20]R[20]		R[20]	No data			R[11]R		R							R	R		R[4]			R					
Chromic acid (10%)																			R	R		R	F							
Citric acid	R	F	F	R	R	[illegible]							F	R	R	F	R	F	F	F	F	F	R[24]					[illegible]		
Copper salts (mostly)				R	R	R										R	R	R	R[16]R		R	R[16]R						R		
Cresylic acids (50%)	R	I	R	R	R	F							R	F	R	R	F	R	R	R	R							R	R	R
Cyclohexane	R	K	K	R	R	F	R	R	R	F	R	R	R	R	R	R	K	R	R	R	R	R	R		No data			R	R	R
Detergents, synthetic	R	R	R	No data			R	R	R	No data			R	R	R	R	R	R	No data			R	R		No data			R	R	R
Emulsifiers (all conc.)	R	R	R	R	R	R	No data			No data			R	R	R	No data			No data			R	R		No data			No data		
Ester	R[1]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
Fatty acids (> C_6)	R	F	R	R	R	R							R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]	R	R[38]				R	R	R
Ferric chloride																			R			R[4]								
Ferrous sulphate				R[20]R[20]		R[20]													R	R	R	R	R	R						
Fluorinated refrigerants, aerosols, e.g. Freon	R[11]	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R[11]	ND	ND	No data		
Fluorine, dry	R	R	R	R	R	R[1]							R	R	R	R	R	R				R[4]	R		R	R	R	R	R	R
Fluorine, wet										No data												R	R	ND				R	R	R
Fluosilicic acid	F																					R	R	R[38]				R[20]R		R
Formaldehyde (40%)	F			R	F	F	F			F			F	F	F	F	F	F	F	F	F	No data			F			R	R	R
Formic acid				F	R	R	No data						F	R	R	R	F	R	F	F	F	R[38]R[38]						R	R	R

Kim loại																																
Hợp kim Ni-Cu (e)			Ni chống ăn mòn (sắt hàm lượng			Platin			Bạc			Thép không gỉ 18/8 (f)			Thép không gỉ Molipden 18/8 (f)			Thép không gỉ aust ênit - ferit (x)			Tantan			Thiếc (g)			Titan			Ziricôni		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
R	R	R	R	ND		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R	R	R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R				-	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R[84]	R	R		R	R	R				R	R	R	R	R	R
R	R		R			R	R	R	R	R	R	R[60]			R	R		R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	ND	R	R	R
R[2]	R	R				R	R	R				R[2]	R	R	R[2]	R	R	R[102]	R[103]	R[102]	R[5]	R	R	R[44]	R	R	R[2]	R[2]	R[2]	R[2]	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[16]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[93]	R[93]	R[93]	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R[13]		R	R		R	R		R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R						R	R	R	R	R	R	R[84]			R[84]	R					R	R	R	R[37]			R	R	R[10]	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R[30]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[13]			R	R	R	R	R	R
R			R	R	R	R	R	R	R[73]	R	R	R[84]			R[84]	R		R			R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	ND	R	R	R
R	ND	ND				R	R	R	R	R	R	R[11]			R[11]	R[11]		R	R		R	R	R				R	R	ND		No data	
																					R	R	R				R					
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[42]			R[42]			R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R	R							R	R	R										R	R	R				R[90]			R[90]	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R[42]						R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[13]	R	R	R[13]	R[103]	R[103]		R[10]	R	R				R	R[19]	R[13]	R	R	R
R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[16]	R	R	R[16]	R	R	R	R	R	R	R	R[25]	R	R		R[79]	R[79]	R[79]	R[25]	R[25]	R[25]
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R	R	R							R[41]	R	R
						R	R	R	R	R	R										R	R	R				R	R	R			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[70]	R	R	R[84]			R[84]	R		R[56]	R[56]		R	R	R	R[37]	R	R	R	R	R	R	R	R
R	.		ND	ND	ND	R	R	R	R	R	R							R	R	R	R	R	R				R	R[2]	R[2]	R	R	R
R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	ND	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R		No data			No data		R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R	R	ND	R	R	R
R	R					R	R	R	R	R	R				R[84]				No data		R	R	R							R	R	
						R[30]	R	R	R[30]	R	R										R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[19]
R	R					R	R	R	R	R	R	R[43]	R	R	R	R	R[13]	R	R	R	R	R	R	R[20]	R	R	R	R	R[19]	R	R	R
R						R	R	R	R[30]	R	R	R[16]	R	R	R[16]	R	R	R[16]	R[16]	R[16]	R	R	R				R	R	R	R[16]	R	R
R			R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	ND	ND	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
	No data			No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				No data		R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
						R	R														R	R	R				R	R	R			
R	R		R			R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R		No data		R	R	R				R	ND	ND	R	ND	ND	R	R								R[5]	R	R			
R	R	R		No data		R	R	R							R	ND	ND															
R	R	R	R[32]	R[32]	ND	R	R	R	R	R	R																					
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R					R	R	R	R	R	R	R			R	R		R	R		R	R	R				R[97]	R	R[10]	R	R	R

	Kim loại																													
	Nhôm (a)			*Hợp kim đồng – nhôm (đồng đỏ)*			*Đồng thau (b)*			*Gang (c)*			*Đồng*			*Hợp kim đúc súng và đồng đỏ (d)*			*Thép silic hàm lượng cao (14% Si) (c)*			*Chì*			*Thép mềm BSS 15*			*Nic ken (đúc)*		
Nhiệt độ °C	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
Fruit juices	R	R	R	R	R	R							R	R	R	R	R	R	R	R	R					No data		R	R	R
Gelatine	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data		R	R	R
Glycerine	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R	R	R
Glycols	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R					R	R	R
Hexamine																			R	R	R	R	R			No data		R	R	R
Hydrazine	R	ND	ND								No data									No data		ND			R	R	R	R	ND	ND
Hydrobromic acid (50%)											ND	ND																		
Hydrochloric acid (10%)				R															R	R								R		
Hydrochloric acid (conc.)				R[62]																		R[4,11]								
Hydrocyanic acid	R	R	R	R[20]	R[20]	R[20]													R	R	R	R	R					R	R	R
Hydrofluoric acid (40%)				R[62]																		R						R[23]		
Hydrofluoric acid (75%)				R[62]																								R		
Hydrogen peroxide (30%)	R	R	R																R									R		
(30–90%)	R	R	R																											
Hydrogen sulphide	R	R	R	R[11]	R	R	R[11]	R	R	R			R[11]	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R		R[1]	R	R	R[1]	R	R
Hypochlorites				R															R	R	R	R[4,34,76]								
Lactic acid (100%)	R	R	R	R	R								R	R		R[4]	R[4]		R	R	R	ND						R	R	R
Lead acetate	R[11]	R	R		No data						No data																	R	R	R
Lime (CaO)	R[11]			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]			R[1]	R	R	R	R	R
Maleic acid	R	R	R		No data			No data					R	R	R		No data		R	R	ND					No data		R	R	R
Meat juices	R	R	R	R	R	R					No data									No data			No data			No data			No data	
Mercuric chloride																			R											
Mercury										R	R	R							R	R	R				R	R	R	R	R	R
Milk & its products	R	R	R	R	R	R					No data					R	R	R		No data								R	R	R
Moist air	R	R	R	R	R	R							R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R	R	R
Molasses	R	R	R	R[30]	R[30]	R[30]	R[30]	R		R	R	R	R[30]	R	R	R[30]	R	R	R	R	R					No data		R	R	R
Naphtha	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data		R	R		R			R		
Naphthalene	R	R	R		No data			No data		R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R	R	R		R			R	R	R
Nickel salts					No data						No data					R	R	R	R	R	R	R	R					R[4]	R	R
Nitrates of Na, K, NH_3	R	R	R	R[73]	R[73]	R[73]				R[11]	R	R							R	R	R							R	R	R
Nitric acid (<25%)																			R											
Nitric acid (50%)																			R	R	R									
Nitric acid (95%)	R	R	R																R	R	R				R					
Nitric acid, fuming	R	ND	ND																R	R	R				R					
Oils, essential	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data		R	R		R	R	R
Oils, mineral	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R	R	R
Oils, vegetable & animal	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R	R	R
Oxalic acid	R[30]			R	R	R		No data					R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]								
Ozone	R	R	R		No data			No data		R	ND	ND		No data			No data		R	R	R		No data		R[1]	R	R		No data	
Paraffin wax	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R		R	R		R	R	R
Perchloric acid								No data											R	R	R									
Phenol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]	R	R[19]		No data		R	R	R
Phosphoric acid (25%)	R			R	R	R							R	R	R				R	R	R	R	R	R						
Phosphoric acid (50%)				R	R	R													R	R	R	R	R	R[4]						
Phosphoric acid (95%)				R	R	R													R	R	R	R	R							
Phosphorus chlorides				R[11]	R[11]	R[11]				R[11]	R								R	R	R[11]	R	R	R	R[11]	R	R	R	R	R
Phosphorus pentoxide	R[11]	ND	ND		No data														R	R	R				R[11]	R	R		No data	
Phthalic acid	R	R	R	R	R	R		No data					R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data		R	R	R
Picric acid	R	ND	ND																R	R	R	R[4]						R[11]		
Pyridine	R	R	R		No data					R	R	R							R	R	R	R	R			No data		R	R	R
Sea water	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R[34]			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R					R	ND	ND
Silicic acid	R	R	R					No data					R	R	R		No data		R	R	ND	R	R			No data		R	R	ND
Silicone fluids	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	K	R		No data						No data		R	R	R
Silver nitrate											ND	ND							R	R	R									
Sodium carbonate	R[42]	R		R	R	R[2]	R	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[1]			R	R	R	R	R	R
Sodium peroxide										R[12]	R	R							R[10]	R[10]	R[10]							R	R	R

Kim loại										
Hợp kim Ni – Cu (e)	*Ni chống ăn mòn (sắt hàm lượng Ni cao)*	*Platin*	*Bạc*	*Thép không gỉ 18/8 (f)*	*Thép không gỉ Molipđen18/8*	*Thép không gỉ austênít - ferit (x)*	*Tantan*	*Thiếc (g)*	*Titan*	*Ziricôni*
R	R R	R R R	R R R	R[94] R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R[4] ND ND	R R R
R	R R R	R R R	R R R	R[16] R R	R[16] R R	R R R	R R R	R R R	R[4] R ND	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R R
R	R ND ND	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	No data	R R R
	No data	R[19] R R		R R R	R R R	R R R	No data	R[13]	No data	R ND ND
R		R R R	R[45]				R R R		R R ND	R[70] R R
R R	R	R[70] R R	R R R				R R R		R R[20/31] R	R R R
R		R[70] R R					R R R		R[78] R[78] ND	R[92] R[92] R[92]
R	R R R	R R R	R[98] R R	R R	R R	R R	R R R	R R	No data	No data
R R R		R R R	R R R							
R R R		R R R	R R R							
R R		R[87] R R		R R R	R R R	R R R	R R R	R R		R R R
R[67]		R[87] R R		R R R[87]	R[63]	R R	R R R	R R		R R R
R R	R R	R R R		R R R	R R R	R[11] R[11] R[11]	R R R	R[11] R R	R R R	R R R
	R[7]	R R R	R[48]				R R R		R R R	R R R
R R	R	R R R	R R R	R	R R	R R	R R R		R R R	R R R
R R	No data	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R		R ND ND	No data
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	R	No data	R R R
R R	R R R	R R R	R R R	R[13] R[13] R[13]	R[13] R R	R R R	R R R	R[20] R R	R R R	R R R
No data	R R R	R R R	R R R	R R	R R	R R R	R R R	R R R	No data	R R R
	ND ND	R R R				R R R	R R R		R R R[7]	R R R
R R R	R R R	R R R		R R R	R R R	R R R	R R R		R R ND	R R R
R	R R R	R R R	R[66] R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R R
R R R	R ND ND	R R R	R R R	R[16] R R	R[16] R R	R R R	R R R		R R R[31/32]	R R R
R R	R R R	R R R	R[50] R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R
		R R R		R R R	R R R	R R R	R R R		R R R	R R R
		R R R		R R R	R R R	R R R	R R R		R R R	R R R
		R R R		R	R	R	R R R		R R R	R R R
				R R[80]		R	R R R	R ND		R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R R
R R	R R R	R R R	R R R	R[13]	R[10] R	R R R	R R R	R[20] R R	R[23]	R R R
	R R R	R R R	R[11] R R	R R R	R R R	R R R	R[99] R R	R R ND	No data	No data
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R
		R R R	R R R				R R R		R R ND	R[32] R R
R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R ND	R R R
R R		R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R		R R R[19]	R R R
R R		R R R	R R R	R R	R R R	R R R	R R R		R[19] R R	R R R
R		R R R	R R R	R R	R R	R[104] R[104] R[104]	R[39] R R		R[19]	R
R	R[11] ND ND	R R R	R R R				R R R		R[11] R[11] ND	R
R	R R R	R R R	R R R	R R R[11]	R R R[11]	R R R	R ND ND	R R	No data	No data
R R R	R ND ND	R R R	R R R	No data	No data	No data	R R R	R	R ND ND	R ND ND
R	ND ND	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R		No data	No data
R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R ND	R R R
R[37] R R	R R R	R R R	R[70] R R	R[37]	R[57]	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	R R R
R R R	No data	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R
	ND ND ND	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R		R[19] R[19] ND	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R	R R R	R R R
No data	R[10] R[10] R[10]	R R R	R R R	R[10]	R[10] R R	R R R	R R[10] R[10]		No data	R R R

	Kim loại																													
	Nhôm (a)			*Hợp kim đồng – nhôm (đồng đỏ)*			*Đồng thau (b)*			*Gang (c)*			*Đồng*			*Hợp kim đúc súng và đồng đỏ (d)*			*Thép silic hàm lượng cao (14%Si) (c)*			*Chì*			*Thép mềm BSS 15*			*Nic ken (đúc)*		
Nhiệt độ °C	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
Sodium silicate	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
Sodium sulphide										R	R	R							R	ND		R[4]	R	R				R	R	R
Stannic chloride				R[11]															R	R										
Starch	R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data			No data		R	R	R
Sugar, syrups, jams	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data			No data		R	R	R
Sulphamic acid	R[50]				No data														R	R	R					No data			No data	
Sulphates (Na, K, Mg, Ca)	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R					R	R	R
Sulphites	R	R	R	R	R	R				R[38]	R	R	R	R	R	R	R	R	R[38]	R		R	R					R	R	R
Sulphonic acids		No data			No data			No data		R[11]							No data		R	R	R	R	R			No data			No data	
Sulphur	R	R	R							R	R								R	R	R				R	R	R	R	R	R
Sulphur dioxide, dry	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R
Sulphur dioxide, wet	R[4]	R	R	R	R	R																R	R	R						
Sulphur trioxide				R[11]	R	R	R[11]	R	R				R[21]	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R[4]	R	R[11]	R	R	R	R	R
Sulphuric acid (< 50%)				R	R	R							R	R	R				R	R	R	R	R	R						
Sulphuric acid (70%)				R	R[62]					R									R	R	R	R	R	R	R					
Sulphuric acid (95%)				R[62]						R	R								R	R	R	R	R		R					
Sulphuric acid, fuming	R[4]									R	R	R							R	R	R				R	R				
Sulphur chlorides										R[11]	R[11]									No data		R[4]							No data	
Tallow	R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R	R	R			No data			No data	
Tannic acid (10%)	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R							R	ND	ND
Tartaric acid	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]	R	R				R[20]	R	R
Trichlorethylene	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R		R[11]	R		R	R	R
Vinegar	R	R	R	R	R	R													R	R	R							R	R	R
Water, distilled	R	R	R	R[53]	R					R	R	R	R[53]	R		R[53]	R	R	R	R	R	R[53]	R	R	R[53]	R	R	R	R	R
Water, soft	R[43]	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R	R	R	R				R[53]	R	R	R	R	R
Water, hard	R[43]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Yeast	R	R	R		No data			No data		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data			No data		R	R	R
Zinc chloride				R	R	R													R			R[4]	R					R[20]	R	R

Kim loại																																
Hợp kim Ni – Cu (e)			*Ni chống ăn mòn (sắt hàm lượng Ni cao) (c)*			*Platin*			*Bạc*			*Thép không gỉ 18/8 (f)*			*Thép không gỉ Mô lip đen 18/8*			*Thép không gỉ austênit-ferit*			*Tantan*			*Thiếc (g)*			*Titan*			*Ziriconi*		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
	No data		R	R	R	R	R	R				R	R		R	R		R	R		R	R	R				R	ND	R[10]	R	R	R
						R	R	R	R[48]	R	R								No data		R	R	R				R[13]	R[13]	R[13]	R[13]	R[13]	R[13]
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[34]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R
R			R[35]	—		R	R	R	R	R	R	R[44]			R	R[37]		R	R		R	R	R								No data	
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R[38]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	R^{7}_{34}	R	R	R
R	R			No data		R	R	R		No data			No data			No data			No data		R	R	R					No data		R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
					ND	R	R	R	R	R	R	R			R	R		R	R		R	R	R				R	R	R	R	R	R
			R	ND	ND	R	R	R	R[11]	R	R				R[11]	R	R	R[11]	R[11]	R[11]	R	R	R									
R			R[30]			R	R	R	R	R	R				R[10]			R			R	R	R				R^{49}_{78}	R	R	R	R	R
R			R			R	R	R	R	R	R							R			R	R	R				R^{49}_{78}	R		R	R	R
R						R	R	R				R			R			R	R		R	R	R									
						R	R	R				R	R[80]		R[80]	R		R	R													
R	R		R	R	R	R	R	R											No data		R	R	R					No data				
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[20]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[30]	R	R	R	R	R[19]	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R	R[11]	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[84]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[84]	R	R	R	R	R	R	R	R	R[37]	R	R	R	R	R	R	R	R
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data		R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R										R	R	R				R	R	R[32]	R	R	R

Nhựa dẻo nhiệt

	Tấm Acrylic (PERSPEX)			Nhựa Acrylonitrile			Sợi Nylon 66 (m)			Nhựa dẻo Nylon 66 (m)			Nhựa PCTFE			Nhựa PTFE (n)			Nhựa PVDF (y)			PVC cứng			PVC dẻo		
Nhiệt độ °C	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
Acetaldehyde							R	ND	ND	R	R[50]	ND	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R[6]					
Acetic acid (10%)	R	R[50]		R						R[50]			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Acetic acid (glac. & anh.)													R	R	R[50]	R	R	R	R	R		R[50]					
Acetic anhydride	R[50]						R	R	R		No data		R	R		R	R	R	R	ND	ND						
Acetone							R	R	R	R	R		R	R[37]		R	R	R	R[106]	ND	ND						
Other ketones							R	R	R	R	ND	ND	R	R[37]		R	R	R									
Acetylene		No data			No data			No data			No data			No data		R	R	R	R	ND	ND	R	R			No data	
Acid fumes	R	R[68]											R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Alcohols (most fatty)							R	R	R	R	R[50]	R[50]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[33]				No data	
Aliphatic esters							R	R	R	R	ND		R			R[50]	R	R	R	R	R					No data	
Alkyl chlorides		No data					R	R	R	R[46]	ND	ND	R	ND	ND		No data		R	R	R		No data			No data	
Alum	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Aluminium chloride	R	R[68]		R	R		R[43]	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Ammonia, anhydrous				R				No data		R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R[107]	R[107]	R[107]	R	R				
Ammonia, aqueous	R	R[4]		R			R	R	ND	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R[107]	R[107]	R[107]	R	R			No data	
Ammonium chloride	R	R		R	R		R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Amyl acetate							R	R	R	R	ND	ND	R	R		R	R	R	R	R	R						
Aniline										R[50]			R	R	ND	R	R	R	R	R							
Antimony trichloride	R[65]	R		R	R					R[50]	ND	ND		No data			No data		R	R	R	R	R		R	R	
Aqua regia													R	R	R	R	R	R				R	R[13]			No data	
Aromatic solvents							R	R	R	R	R[50]	R	R[14]	R		R[50]	R	R	R	R	R					No data	
Beer	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		R		
Benzoic acid	R	ND		R	R			No data		R[50]			R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R[80]		ND		
Boric acid	R	R[66]		R	R		R[43]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Brines, saturated	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Bromine													R	R	R	R[14]	R	R	R	R	R						
Calcium chloride	R	R		R	R		R	R[43]	R	R[50]	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Carbon disulphide							R	R	ND	R[50]	ND	ND	R	R	ND	R	R	R	R	R	ND						
Carbonic acid	R	R		R	R			No data		R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Carbon tetrachloride							R	R	R	R	ND	ND	R			R[12]	R	R	R	R	R	R[12]					
Caustic soda & potash	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[107]	R[107]	R[107]	R	R			No data	
Chlorates of Na, K, Ba	R	R[68]		R	R					R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Chlorine, dry	ND			R	R								R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				No data	
Chlorine, wet	R[4]			R	R								R	R	R	R	R	R	R	R	R					No data	
Chlorides of Na, K, Mg	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Chloroacetic acids		No data											R	R	R	R[2]	R[2]	R[2]	R	ND	ND	R				No data	
Chlorobenzene							R	R	R	R	ND	ND	R			R[14]	R	R	R	R	R						
Chloroform							R	R	R				R			R[14]	R	R	R	R	R						
Chlorosulphonic acid													R	R	ND	R	R	R					ND				
Chromic acid (80%)				R									R	R	R	R	R	R		No data		R[19]	R[19]				
Citric acid	R	R		R	R		R	R[43]	R	R[50]	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Copper salts (most)	R[65]	R		R	R		R	R	R[31,43]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Cresylic acids (50%)													R	R	ND	R	R	R	R	R	R						
Cyclohexane							R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R					No data	
Detergents, synthetic	R	R		R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Emulsifiers (all conc.)	R	R			No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Ether							R	R	R	R	ND	ND				R	R	R	R	R	R					No data	
Fatty acids (> C_6)	R	ND		R	R		R	R	ND	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Ferric chloride	R	R		R	R		R	R[43]		R[30,50]			R	R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Ferrous sulphate	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Fluorinated refrigerants, aerosols,																			R	R	R						
e.g. *Freon*		No data						No data		R	ND	ND	R			R[12]	R	R	R	R	R	R	R				
Fluorine, dry		No data											R	R		R[48]	R	R	R	R	R						
Fluorine, wet		No data											R	R			No data		R	R	R	R	R				
Fluosilicic acid		No data					R[43]	R						No data			No data		R	R	R	R[15]	R			No data	
Formaldehyde (40%)	R	ND		R	R					R[50]	R[50]		R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R[30]		R		
Formic acid	R[10]			R[32]	R[10]								R			R	R	R	R	R	R	R				No data	

Nhựa dẻo nhiệt					Nhựa phản ứng nhiệt				
Polyethylene Khối lượng riêng thấp	Polyethylene Khối lượng riêng cao	Nhựa Polycarbonate	Polyprôpylen	Polyestyrene	Nhựa Melamine (o)	Nhựa Furan	Nhựa Epoxy (p)	Nhựa Phenol Form – aldchyde (r)	Nhựa Polyester
20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°
R[27]	R R[80]		R R ND	No data		No data	R R	R ND ND	No data
R R	R[56] R	R R ND	R R ND	R	R[4] ND ND	R R R	R ND	R R R	R R[23]
R[27]	R[56] R[30,56]	No data	R R		No data	R R R	R[30] ND	R R	R[30]
ND	R R[50]		R R	No data		R R ND	R[68] ND	R ND ND	
	R R		R R ND		R R	R R ND		R	
No data	R[56] R		R R ND		R R	R R R	R[4,30] ND	R	
No data	R R	R ND ND	No data	No data	R R R	No data	No data	No data	No data
No data	R R	No data	R[2] R	R[2] R		R R R	R[2] R[30]	R R R	No data
R[27]	R[56] R	R[40] ND ND	R R ND	R R[33]	R R	R R R	R[30] R[30,71]	R R	R R
	R R	ND			R R	R R R	R[30] R[30,71]	R R	No data
No data	R R	R			R R	R R R	R[30,71] R	No data	No data
R R	R R	R ND ND	R R R	R R	R R	R R R	R R	R R R	R R[30] R[65]
R R	R R	R ND ND	R R R	R R		ND ND ND	R R	R R R	R R[30]
R R	R R	ND	R R R	R ND ND	R	ND ND ND	No data	No data	R[30]
R R	R R		R R R	R R	R		R ND		R[30]
R R	R R	R ND ND	R R R	R R	R	R R R	R ND	R R R	R
	R[30] R	ND			R R	R R R	R[30] ND	R R	R[30]
	R[30] R		R R R		ND	R R ND	R[30] ND	R ND ND	
R R	R R	R[7] ND ND	R R ND	No data	ND ND	No data	R[68] ND	R ND ND	
			R[56]						
No data	R[80]		R		R R	R R R	R R[4,30]	R R R	
R R	R R	R ND ND	R R ND	R R	R ND ND	No data	R R	R R R	R R R
R R	R[1] R	R	R R ND	R	R	R R R	R R	R R R	R[30] R
R R	R R	R ND ND	R R R	R	R R ND	R R R	R R	R R R	R R[30] R[65]
R R	R R	R R ND	R R ND	R R	R ND ND	R R R	R R	R R R	R R R[65]
R R	R R	R R R	R R R	R R	R ND ND	R R R	R R	R R R	R R[30]
	R[50]			R	R	R ND ND	No data	R R	
R R	R R	R ND ND	R R ND	R R	R R R	No data	R[30] R[30]	R R R	R R
					R R	R R ND		R R ND	R[30]
R R	R[19] R		R R R	R R	R[10]	R R R	R R[19]		R[13]
R R	R R	R[7]	R R ND	No data	ND ND	No data	R R	R ND ND	R R[30] R[65]
	R[80]	ND			No data		R R[4,30]		R R[30]
	R[50]								R R[30]
R R	R R	R ND ND	R R R	R R	R R	R R R	R R	R R R	R R[30] R[65]
No data	R R	ND	R R ND	No data		R ND ND	R[44,30] ND	No data	R[30]
	R[80]				R R	R R R	R[30] ND	R ND ND	
					R R	R R ND	R[30] ND	R R R	
		ND		No data	No data		No data		
R R	R[50]	ND	R ND ND						R[10]
R R	R[56] R	R R	R R ND	R	R ND ND	R R R	R R[4,30]	R R R	R R R[30]
R R	R R	R R	R R ND	R	No data	R R R	R R	R R R	R R[30]
	R[13] R		No data	No data		No data		R R	
No data	R[50] R[30]	R			R R	R R ND	R[68] R[68]	R R R	No data
R[56] R	R[56] R	R[98] R[98]	R R R	R R	R R	R R R	R R	R ND ND	R[62] R[62]
R[56] R	R[56] R	ND	R R ND	No data	R R	R R R	R R	R R R	No data
	R[54] R[30,56]		R[50] R ND		R R	R ND ND	R ND	R	
No data	R[56] R	ND	R R ND	R R	R R	R R R	R R	R R R	R R[30]
R R	R R	R R	R R R	R R	No data	R ND ND	R R	R R R	R R[30] R[65]
R R	R R	R ND	R R R	R R	No data	R ND ND	R R	R R R	R R[30] R[65]
						R ND ND			
R[50]	R[50]	R	No data		R R	R ND ND	R R	R ND ND	No data
		ND			No data	No data	R[30] R		No data
		ND			No data	No data	R[30] R[4,30]		No data
R[3] R[3]	R[6] R	ND	R R ND	No data		R R ND		R ND ND	R[15]
R R	R[56] R	R R	R R ND		R	R R ND	R[4,30]	R R R	R[30] R
R R	R[56] R	R[32] R[32]	R ND ND	R	R		R[4,30]	R	R[15]

H.D. Polyethylene is suitable for a number of applications at 100°C for limited periods, depending on the environment.

Nhựa dẻo nhiệt

	Tấm ACRYLIC (PERSPEX)			Nhựa Acrylonitrile Butadiene Styrene (l)			Sợi Nylon 66 (m)			Nhựa dẻo Nylon 66 (m)			Nhựa PCTFE			Nhựa PTFE (n)			Nhựa PVDF (Y			PVC cứng			PVC dẻo		
Nhiệt độ °C	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	10
Fruit juices	R^{68}	R		R	R		R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				
Gelatine	R	R		R	R		R	R	ND	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Glycerine	R	R		R	R		R	R	R	R	R^{30}	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Glycols	R	ND					R	R	R	R^{50}	R^{50}	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Hexamine		No data					R^{43}	R	R		No data		R	R	ND	R	R	R	R	R	R					No data	
Hydrazine		No data			No data			No data			No data			No data		R	R	R		No data			No data			No data	
Hydrobromic acid (50%)	R	R		R									R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{32}	R		R	R	
Hydrochloric acid (10%)	R	R		R	R								R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Hydrochloric acid (conc.)	R	R^{30}		R									R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{3}	R^{3}		R	ND	
Hydrocyanic acid				R^{10}	R^{10}								R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Hydrofluoric acid (40%)				R									R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{30}			R		
Hydrofluoric acid (75%)													R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{19}					
Hydrogen peroxide (30%)				R									R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
(30–90%)													R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R^{30}		R		
Hydrogen sulphide	R	ND			No data			No data		R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Hypochlorites	R^{34}	ND		R	R								R	R	R	R	R	R	R^{107}	R^{107}	R^{107}	R^{50}	R			No data	
Lactic acid (100%)	R	R^{68}		R	R		R						R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R^{15}	R				
Lead acetate	R^{68}	R		R	R		R^{43}	R	R	R^{50}	R^{50}	ND		No data		R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Lime (CaO)	R	R		R	R		R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Maleic acid	R^{68}	R		R	R		R^{43}	R	R	R^{50}	ND	ND	R	R	ND	R	R	k	R	R	R	R	R^{37}				
Meat juices	R	R		R	R			No data		R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Mercuric chloride	R	ND		R			R^{43}	R	R	R^{50}			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				
Mercury	R	R		R	R		R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R				
Milk & its products	R	R		R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Moist air	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Molasses	R	R		R			R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Naphtha				R			R	R	R		No data		R			R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Naphthalene	R^{4}							No data		R	ND	ND				R	R	R	R	R	R						
Nickel salts	R	R		R	R		R^{43}	R^{31}	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Nitrates of Na, K, NH₄	R	R		R	R			No data		R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Nitric acid (<25%)	R	R^{16}											R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{37}		R	ND	
Nitric acid (50%)													R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{30}		R	ND	
Nitric acid (95%)													R	R	R	R	R	R	R	ND	ND						
Nitric acid, fuming													R	R	ND	R	R	R	R			R^{66}	R				
Oils, essential	R^{62}	R^{62}		R	R		R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R^{62}	R			No data	
Oils, mineral	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Oils, vegetable & animal	R			R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	F			No data	
Oxalic acid	R	R		R			R	ND	ND	R^{50}	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Ozone	R	ND						No data		R^{50}	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R		
Paraffin wax	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Perchloric acid		No data			No data								R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{52}	R^{10}		ND		
Phenol													R	R		R	R	R	R	R	R	R			ND		
Phosphoric acid (25%)	R	R		R									R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Phosphoric acid (50%)	R			R									R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Phosphoric acid (95%)				R									R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{55}	R			No data	
Phosphorus chlorides		No data			No data			No data			No data		R	ND	ND	R	R	R	R	R	R					No data	
Phosphorus pentoxide	R^{64}	R			No data					R	R	ND		No data			No data		R	R	R	R	R^{65}		R	ND	
Phthalic acid		No data			No data			No data		R			R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R				
Picric acid	R^{64}				No data			No data		R^{50}				No data		R	R	R	R	R	R	R^{10}	R		R^{10}	ND	
Pyridine		No data					R	R	R	R	ND	ND	R	R	ND	R	R	R	R	F		ND				No data	
Sea water	R	R		R	F		R	R	F	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	F	
Silicic acid		No data		R	R		R	ND	ND		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Silicone fluids	R^{6}_{30}	R			No data		R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data			No data	
Silver nitrate	R	R		R	R^{64}		R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Sodium carbonate	R	R		R	R		R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	
Sodium peroxide	R^{4}			R	ND								R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	

Nhựa dẻo nhiệt															Nhựa phản ứng nhiệt														
Polyethylene Khối lượng riêng thấp			Polyethylene Khối lượng riêng cao			Nhựa Polycarbonate			Polyprôpylen			Polystyrene			Nhựa Melamine (o)			Nhựa Furan			Nhựa Epoxy (p)			Nhựa Phenol Form – aldchyde (r)			Nhựa Polyester		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	50°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
R	R		R	R		R			R	R	ND	R[13]			R	R			No data		R	R[4,30]		R	R	R	R	R	R[65]
	No data		R	R		ND			R[20]	R	ND		No data		R	R			No data		R	R			No data			No data	
R	R		R[56]	R		R			R	R	R[30]	R	R		R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R		R[56]	R		R			R	R	ND	R	R		R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	ND	ND
	No data		R[56]	R		ND				No data			No data		R			ND	ND	ND	R	R[4,30]		R	R	R		No data	
	No data		R[56]	R		ND			R[13]	ND	ND		No data		ND	ND			No data		R	R			No data			No data	
R	R		R	R		ND			R[56]	R[27]	R[27]		No data					R	ND	ND				R	ND	ND		No data	
R	R		R	R		R	R		R	R	R[50]	R			R			R	R	R	R	R[4,30]		R	R	R	R[30]	R	R[65]
R	R		R[14]	R[14]					R	R		R									R[4,30]			R	ND	ND			
R	R		R	R		ND			R	R	ND		No data			No data			No data		R[4,30]				No data			No data	
R	R		R	R[80]		R[22]			R	ND	ND											No data		R	ND	ND	R[10]		
R	R		R	R[80]		ND			R[56]	ND												No data							
R			R	R		R	R					R			R						R[30]	ND	ND	R	ND	ND	R		
R			R			ND							No data								R[30]	ND	ND						
R	R		R[13]	R		ND			R	R	ND				R			R	R	ND	R	R[30]		R	ND	ND	R	R[65]	
R	R		R	R		R[7-34]			R	R	R	R			R[10]						R[4,30]						R	ND	
R	R		R[56]	R[56]		R	R		R	R	ND				R				No data		R[4,30]			R			R[30]	R	
R	R		R	R		ND			R[7]	R	ND	R	ND	ND	ND	ND		R	R	R	R	R		R	ND	ND	R	R[65]	
R	R		R	R		R[2-34]	R		R	R	R	R			R[10]						R4.30						R	ND	
R	R		R[56]	R[56]		R	R		R	R	ND				R				No data		R[4,30]			R			R[30]	R	
R	R		R	R		ND			R[7]	R	ND	R	ND	ND	ND	ND		R	R	R	R	R		R	ND	ND	R	R	R[65]
R	R		R	R					R[7,11]	R	R	R			R	R		R	R	R	R	R			No data		R	R[30]	ND
R	R		R[19]	R		ND			R	R	R	R	R	ND	R			R	R	R				R			R	R[13]	R
	No data		R	R		ND			R	R	ND	R	ND	ND	R	R			No data		R[30]	R[30]			No data			No data	
R	R		R	R		R	R		R[6]	R	ND	R	R			No data			No data		R	R		R	R		R	R	R[30]
R	R		R	R		R			R	R	R	R	R		R	R		R	ND	ND	R	R			No data		R	R	R
R	R		R	R		R			R	R	R	R			R	R					R	R		R	R	R	R	R	
R	R		R	R		R			R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R		R	R		ND			R	R	ND		No data		R	R			No data		R	R		R	R	R	R	R	R
			R	R[60]		ND			R[30]	ND	ND				R	R		R	R	R	R[30]	R		R	R	R	R	R[30]	
			R	ND		ND			R	R	R				R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	R[30]	
R	R		R	R		ND			R	R	R[30]	R	R			No data			No data		R	R		R	R	R	R	R	R[65]
R	R		R	R		R[7,75]			R[7]	R	ND	R[34]	R[34]	ND	R[23]	R		R	R	R	R	R		R[75]			R	R[30]	R[65]
R[30]			R[30]			ND			R	R	50				R	R			No data		R	R		R	R	R		No data	
R[30]	R		R[30]	R		ND			R[30]						R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R[30]			R[62]			R	R		R	R		R			R	R			No data		R	R		R	R	R		No data	
R	R		R[56]	R		R			R	R		R	R		R			R	ND	ND	R[30]	ND		R	ND	ND	R	R[30]	
						R	R			No data						No data			No data			No data			No data			No data	
ND	ND		R	R[50]		ND	R		R	R	ND	R			R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R[10]	R[10]		R	R[66]		R	ND												No data		R[44,30]						R[10]		
			R	R					R	R	ND	R[10]									R[44,30]			R	R				
R	R		R	R		R	R		R	R	R	R	R		R			R	R	R	R	R[30]		R	R		R	R	R[65]
R	R		R	R		R	R		R	R	ND	R	R		R				No data		R[4,30]			R	R		R	R[30]	R[65]
R[30]			R[30]			R	R		R	R	ND		No data		R			ND			R[4,30]			R	R			No data	
R	R		R	R[30]					R	ND	ND		No data					R	R	ND		No data		R	ND	ND		No data	
R	R		R	R		ND			R	R	ND		No data						No data		R[30]				No data			No data	
	No data		R	R		ND			R	R	ND		No data		R			R	R	R	R	R[30]		R	ND	ND	R	R	R[65]
R[13]			R	R		ND			R	R	ND		No data		R	ND			No data		R	ND		R	ND	ND	R[10]	ND	ND
	No data		R	R[40]					R	ND	ND				R	ND	ND				R	R							
R	R		R	R		R			R	R	R	R	R		R			R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R
R	R		R	R		R	ND		R	R	ND	R	R		R	R			No data		R	R			No data			No data	
R[30]			R[56]	R[56]		R	R	R	R	R	ND		No data		R	R		R	R	R	R	R			No data			No data	
R	R		R	R		R	ND		R	R	ND	R	R		R				No data		R	R		R	R		R	R[30]	R[65]
R	R		R	R					R	R	ND	R			R[10]	R		R	R	R	R	R		R			R	R	
R	R		R[13]	ND		ND				No data			No data		R	R			No data		R	R						No data	

These results at 20 °C refer to low stress moulded parts made from Makrolon. The chemical resistance of this material may be affected by mechanical stresses and high temperatures. The polymer may however be used at relatively high temperatures for a thermoplastic; it has good heat resistance up to 135 °C. Makrolon is the polycarbonic acid ester of 4,4'-dihydroxydipheny-2,2'-propane.

	Nhựa dẻo nhiệt																										
	Tấm ACRYLIC (PERSPEX)			Nhựa Acrylonitrile Butadiene Styrene (l)			Sợi Nylon 66 (m)			Nhựa dẻo Nylon 66 (m)			Nhựa PCTFE			Nhựa PTFE (n)			Nhựa PVDE (Y)			PVC cứng			PVC dẻo		
Nhiệt độ C	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
Sodium silicate	R	R		R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Sodium sulphide	R	R[68]		R			R	R	ND	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Stannic chloride	R[66]	R								R[50]	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Starch	R	R		R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Sugar, syrups, jams	R	R		R	R		R	R	R-	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Sulphamic acid		No data			No data		R[43]	R	R		No data			No data			No data		R	R	R		No data			No data	
Sulphates (Na, K, Mg, Ca)	R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Sulphites	R	R		R				No data			No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Sulphonic acids		No data			No data									No data		R	R	R	R	R	R	R	R[50]			No data	
Sulphur	R	R[65]		K	ND			No data		R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Sulphur dioxide, dry	R	R[68]		R				No data		R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Sulphur dioxide, wet	R	R[68]		R				No data		R[50]			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[50]		ND		
Sulphur trioxide		No data		R	R									No data		R	R	R	R	R	R	R[13]	R			No data	
Sulphuric acid (<50%)	R[25]	R[30]											R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	
Sulphuric acid (70%													R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Sulphuric acid (95%													R	R	R	R	R	R	R	R		R	R[50]			No data	
Sulphuric acid, fuming													R	R	R	R	R	R	R								
Sulphur chlorides		No data			No data						No data			No data		R[30]	R	R		No data		ND				No data	
Tallow	R[66]	R		R	R		R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	
Tannic acid (10%)	R	ND			No data		R	ND	ND	R	ND	ND	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	
Tartaric acid	R	R		R	R		R	ND	ND	R	R[50]	ND	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	
Trichlorethylene							R	R	R	R	R	R[50]				R[14]	R	R	R	R	R						
Vinegar	R	R[68]		R	R					R[50]	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	
Water, distilled	R	R		R	R		R	R	R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			No data	
Water, soft	R	R		R	R		R	R	R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Water, hard	R	R		R	R		R	R	R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
Yeast	R	R[68]		R			R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		R	ND	
Zinc chloride	R	R[68]		R	R		R[43]	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	

Nhựa dẻo nhiệt															Nhựa phản ứng nhiệt														
Polyethylene Khối lượng riêng thấp			*Polyethylene Khối lượng riêng cao*			*Nhựa Polycarbonate*			*Polyprôpylen*			*Polyestyrene*			*Nhựa Melamine (o)*			*Nhựa Furan*			*Nhựa Epoxy (p)*			*Nhựa Phenol Form – Aldchyde (r)*			*Nhựa Polyester*		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
R	R		R	R		ND			R	R	R		No data		R			R	R	R	R	R		R			R	R	R^{65}
R	R		R	R			No data		R	R	R		No data		R			R	R	R	R	R			No data		R	R	R^{65}
R	R		R	R			No data		R^{7}	R	R	R^{1}	R		ND	ND		R	R	ND	R^{68}			R	ND	ND		No data	
R	R		R	R		R	ND		R	R	R	R	R		R	R			No data		R	R		R	R	R		No data	
R	R		R	R		R			R	R	ND	R	R		R	R			No data		R	R		R	R	R		No data	
ND	ND			No data			No data		R	R	ND		No data		R	ND	ND	R	ND	ND		No data			No data			No data	
R	R		R	R		R	R	ND	R	R	ND	R	R		R	R		R	R	R	R	R^{30}		R	R	R	R	R^{30}	R^{65}
[illegible]			R	R			No data		R	R	ND	R	R		R	R		R	R	R	R	R		R	R		R	R^{30}	R^{65}
	No data			No data			No data			No data			No data			No data		R	R	ND	R	R^{44}			No data			No data	
R	R		R	R			No data		R	R	ND		No data		R	R		R	R	R	R	R			No data			No data	
R	R		R	R			No data		R	R					R			R	R	R	R	R		R	ND	ND	R	ND	ND
R			R	R		ND			R	R	ND				R			R	R	R	R			R	ND	ND	R^{30}	ND	ND
						ND				No data											R^{11}			R	ND	ND	R^{30}	ND	ND
R	R		R	R		R	R		R	R		R			R^{10}			R	R	R	R	R^{30}		R	R	R	R^{30}	R	
R	R^{30}		R	R^{30}		R	R	ND	R												R^{30}						R^{30}	R	
R^{30}			R^{50}	R^{80}					R^{56}																				
			R^{60}			R^{60}																							
ND	ND			No data						No data			No data		ND	ND		R	R	R		No data		R	ND	ND		No data	
R			R^{50}	ND	ND	R	ND		R	R	ND	R			R	R			No data		R	R		R	R	R		No data	
R	R		R^{56}	R		ND			R	R	ND				R	R			No data		R	R^{30}		R	R	R	R	R	R
R	R^{10}		R	R		R	R		R	R	ND	R	R		R				No data		R	R^{30}		R	R	R	R	R	R
			R^{50}												R	R		R	R	R				R	R	R	R	R^{30}	
R	R		R	R			No data		R	R	ND	R			R				No data		R	R^{4}		R	ND	ND	R	R^{30}	
R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R^{30}
R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R^{30}
R	R		R	R		R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R^{30}
R	ND		R	R		ND			R	R	ND		No data		R	R			No data		R	R			No data			No data	
R	R		R	R		R	R		R	R	ND	R	R		R			R	R	R	R	ND		R	ND	ND	R	R^{30}	R^{65}

Cao su

	Cao su Butyl và cao su Halo-Butyl	*Cao su*	*Ethylene Propylene (q)*	*Cao su cứng (Ebônit) (h)*	*Cao su tự nhiên mềm (h)*	*Neoprene (l)*	*Cao su Nitrile*	*Polyêtylen Closunfo*	*Cao su Polyurêtan (v)*
Nhiệt độ C	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°
Acetaldehyde	R R ND	R R ND	R R R	R^{80} R^{80} ND				ND ND	R R R
Acetic acid (10%)	R^{14} R R	R R^{14} ND	R R R		R R R^{14}	R R	R R ND	R^{80} R^{80}	R R R
Acetic acid (glac. & anh.)	R^{14} R R	R^{14} R^{14} ND	R R^{14} R		R^{95}	R^{4}	R^{85}	R^{80}	R^{17} R R
Acetic anhydride	R^{80} R R	No data	R R^{30}		R R ND		R R ND		R R R
Acetone	R R	R^{60} R^{60}	R R R	R^{60} R ND			R^{15} ND ND		R^{13} R R
Other ketones	R^{13} R R	R^{60} R^{60}	R^{13}_{80} R R	R^{30}_{60} R					R^{17} R R
Acetylene	R R^{80}	No data	R^{80} R R		R^{14} R R	R ND ND	R^{14} R R	ND ND	No data
Acid fumes	R^{2} R R	R^{2} R^{2} R^{2}	R^{2} R R	R^{2} R $R^{2,80}$	R^{2} R R	R^{2}	R R R^{2}	R^{2} R^{2}	R^{2} R R
Alcohols (most fatty)	R R	R^{60} R^{60}	R^{30}_{60} R R	R^{60} R	R R R^{14}	R R R	R R R	R^{4} R^{4}	R R R^{30}
Aliphatic esters					No data				R^{30} R R
Alkyl chlorides									R^{21} R R
Alum	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Aluminium chloride	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R^{4}
Ammonia, anhydrous	R R ND	R R ND	R R R	R^{80}	R R R	R R	R^{10} ND ND	R^{80}	R R R
Ammonia, aqueous	R R R	R R R	R R R	R R R^{80}	R R R	R R	R R R	R^{30} R^{80}	R R R
Ammonium chloride	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Amyl acetate	R^{80}								R^{21} R R
Aniline	R R ND								R R R
Antimony trichloride	R R R	No data	R R R	R R R	No data	No data	R R R	ND ND	R R R
Aqua regia							R^{50}		
Aromatic solvents						R^{62} R			R^{21} R R
Beer	R R R	R R R	R R R	R R	R R R	R R R	R^{86} R R	R R	R R R
Benzoic acid	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	R R	R R R
Boric acid	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Brines, saturated	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Bromine		No data							
Calcium chloride	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Carbon disulphide						R ND ND		R R	R R R
Carbonic acid	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Carbon tetrachloride									R^{21} R R
Caustic soda & potash	R R R	R R R	R R R^{13}	R R R	R R R	R R R	R R R	R^{30} R^{30}	R R R^{30}
Chlorates of Na, K, Ba	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	No data	R R R	R R	R R^{30} R
Chlorine, dry	R^{50} R R	R^{50} R^{50} R^{50}	R^{30} R R				No data		R R R
Chlorine, wet	R^{80} R R	R^{50} R^{50} R^{50}	R^{13} R R				R^{3} ND ND		R R R
Chlorides of Na, K, Mg	R R R	R R R	R R R	R R R^{80}	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Chloroacetic acids	R^{10}		R^{2} R R		R R ND		R	R^{80}	R R R
Chlorobenzene									R^{21} R
Chloroform									
Chlorosulphonic acid	R^{13} R^{13}	R^{13} R^{13}	R^{13} R ND				No data	R^{30} ND	No data
Chromic acid (80%)							R^{30} R ND		R^{16} R R
Citric acid	R R R	R R R	R R R	R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Copper salts (most)	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R ND	R R R	R R	R R R
Cresylic acids (50%)	R^{4}	No data					R	ND ND	R^{21} R R
Cyclohexane						R R R			R^{21} ND ND
Detergents, synthetic	R^{13} R R	R^{13} R^{13} R^{13}	R R R	R^{80} R^{80} R	R R R	R R R	R R R	R^{30} R^{30}	R R R
Emulsifiers (all conc.)	R R R	No data	R R^{4} R^{4}	No data	R^{30} R R	R R R	R^{30} R R	ND ND	R R R
Ether						R			
Fatty acids (>C_6)	R^{1} R^{80} R	R^{80} R^{80}	R^{80} R^{13}_{80}		R R R	R R^{4}	R R R	R^{4}_{30} R^{80}	R R R
Ferric chloride	R R R	R R R	R R R	R^{80} R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Ferrous sulphate	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R
Fluorinated refrigerants,		No data						ND ND	
aerosols, e.g. *Freon*	R^{4} ND ND	No data	No data	No data	R^{30} R ND	R^{30} R R	R^{30} ND ND	ND ND	$R^{4,21}$
Fluorine, dry	R^{80} ND ND	R^{80} ND ND	R^{13} R^{13} ND		No data		No data		
Fluorine, wet	R^{80} ND ND	R^{80} ND ND	R^{13} R^{13} ND		No data		No data		
Fluosilicic acid	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	No data	R R R	R R	R R R
Formaldehyde (112)	R^{80}	R^{80}	R R^{80} R	R^{14}	R ND ND	R	R	ND ND	R R R
Formic acid	R^{13} R R	R^{14} R^{14}	R R^{80}	R^{80}	R R R	R	R R R	R^{80} R^{80}	R ND ND

Một số loại vật liệu khác																	
Bê tông (s)			*Thủy tinh (t)*			*Graphit (u)*			*Gốm và sứ*			*Men thủy tinh (w)*			*Gỗ (z)*		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
	No data			No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
				No data		R	R	R	R	R	R	R	ND	ND			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data	
			R[5]	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{5}_{11}	R	ND			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
			R[30]			R	R	R	R	R	R	R	R	ND			
	No data			No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R			
R	R	R	R	R	R[30]	R	R	R	R	R	R	R	ND				
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	No data		R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
			R	R	R				R	R	R	R	R	ND			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R[33]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R		
			R	R	R				R	R	R		No data				
R[44]	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	ND		R	R	
R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
R[30]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R[72]	R	R	ND			R[13]	R	R	R[10]			R[10]					
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data		R	ND	ND
	No data			No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R			
					ND				R	R	R		No data				
R[12]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	ND			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
				No data		R	R	R	R	R	R		No data				
			R	R	ND				R	R	R	R	ND	ND			
			R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
R[31]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
				No data		R	R	R	R	R	R	R	R	ND			
R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R[81]	R	R	R[13]	R[30]		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R[13]	R	R	R	R	R	R	ND		R[14]		
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		R[14]		
R	R	R		No data		R	R	R	R[39]	R	R		No data		R	R	R
	No data					R	R	R				R	ND			No data	
	No data					R	R	R					No data			No data	
R	R	R				R	R	R								No data	
R[80]			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			

	CAO SU																																
	Cao su Butyl và cao su Halo - Butyl			Cao su êtylen–propylene (q)			Cao su cứng (Êbônít) (h)			Cao su tự nhiên mềm (h)			Nêopren (l)			Cao su Nitrile			Pôlyêtylen Closunfo			Cao su Pôlyurêtan (v)			Cao su Silicon (k)		
Nhiệt độ C	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
Fruit juices	R[80]	R[80]		R[60]	R[60]		R[85]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Gelatine	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Glycerine	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Glycols	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]	R	R	R	R	R		R	R	R
Hexamine	R	R	ND	No data			R	R	ND	R	R	ND	R	R[37]	R	No data			R	R	R	ND	ND		No data		
Hydrazine	R	R	ND	R	ND	ND	R						R[48]	ND	ND	R			No data			ND	ND		No data		
Hydrobromic acid (50%)	R	R	R	R	R	ND	R	R[37]	R[37]	R[65]	R		R	ND	ND	R			R	R	ND	R[15]	R[15]				
Hydrochloric acid (10%)	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R		R	R		R	R		R	R	R
Hydrochloric acid (conc.)	R[4]	R	R	R	R[4]	R[80]	R	R[37]	R[37]	R	R[80]		R	R[95]	ND				R	R					R[50]		
Hydrocyanic acid	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	ND	R	R		No data		
Hydrofluoric acid (40%)	R[30]	R	R	R[30]	R[30]	ND	R[30]	R	R	R[30]	R[30]		R	ND	ND				R	R	ND						
Hydrofluoric acid (75%)				R[30]	ND	ND							R						R	R	ND						
Hydrogen peroxide (30%)	R[80]	R	R	R[80]	ND	ND	R[80]						R	R		R			R[87]	R[87]		R[4]	ND		R	R	R
(30 - 90%)	R[80]	R[87]	ND				R[87]						R	R					R[82]	R[87]					R[50]	R	R
Hydrogen sulphide	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	ND				R	ND	ND	R	R		No data		
Hypochlorites	R[30]	R[30]	R	R	R	ND	R[30][13]	R		R[80,76][13]			R	R		R			R	R	R	R[88]	ND		R	R	R
Lactic acid (100%)	R	R	ND	R	R	ND	R	R	R	R[14,80]			R	R	R	R	R		R	R	R	R[21]	R[21]		R	R	R
Lead acetate	R	R	R	R	..	R	R	R	R	R[80]	R	R	R	R	R	R	ND	ND	No data			R	R		R	R[80]	R
Lime (CaO)	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Maleic acid	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND			No data			R	R		R	R	R
Meat juices	R	R	R	R	R	R	R[13]	R	R	R[13]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Mercuric chloride	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R		R	R	R
Mercury	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Milk & its products	R[80]	R	R	R[80]	R[80]		R	R	R				R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R	R	R
Moist air	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Molasses	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	ND	R[86]	R	R	R	R		R	R	R
Naphtha																R	R		R[58]						R[31]	R	R
Naphthalene																									R[31]	R	R
Nickel salts	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Nitrates of Na, K, NH₃	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Nitric acid (<25%)	R[23]	R[23]	R[23]				R[101]	R		R[101]			R	R		R			R	R					R	R	R
Nitric acid (50%)																			R	R					R[21]		
Nitric acid (95%)																			R						R		
Nitric acid, fuming																			R[89]								
Oils, essential	R[14]	R	ND	R[80]	ND	ND	R[14]			No data			R[14]	ND	ND	R[4]	R[4]		R[30]			R	R		R[50]	R	R
Oils, mineral				R[80]	R[80]	R[80]							R	ND	ND	R	R	R	R[30]			R	R		R[50]	R	R
Oils, vegetable & animal	R	R[14]		R[14]	R[14]		R[80]	R	R	R[14]	R		R[14]	ND	ND	R	R	R	R[30]			R	R		R	R	R
Oxalic acid	R	R	R	No data			R	R	R	R[80]	R	R	R	R	R	R	R		R	ND	ND	ND	ND		R	R	R
Ozone	R	R		R	R		R	R	R				R	R	R	R[50]			R	R	R	R	R		R	R	R
Paraffin wax	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R[14]		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Perchloric acid	R			R															No data			ND	ND		No data		
Phenol	R	R[80]	ND	R[30]			R[13][80]	R																	R	R	R
Phosphoric acid (25%)	R	R	R	R	R	R	R	R	R[60]	R	R	R[60]	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R		R	R	R
Phosphoric acid (50%)	R	R	R	R	R	R	R	R	R[60]	R	R	R[60]	R	R	R	R			R	R	R	R	R		R[50]	R	R
Phosphoric acid (95%)	R	R	R	R	R	R	R[56]	R	R[60]	R[56]	R	R[60]	R	R	R	R			R	R	R				R[50]	R	R
Phosphorus chlorides	R			No data			No data			No data			No data									ND	ND		No data		
Phosphorus pentoxide	R	R	ND	R	R	ND	R	R		R	R		R	R	R				No data			ND	ND		R	R	R
Phthalic acid	R[13]	R	R	R[13]	R[13]	ND	R[80]	R[80]	R[80]				R	R	R	R	ND	ND	No data			R	ND		R	R	R
Picric acid	R[80]	R	R	No data			R	R[50]	R	R	R[50]		R	R	R	R[13]			R	R	R	ND	ND		No data		
Pyridine	R[4]																								No data		
Sea water	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Silicic acid	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND			R	R	R	R	R		R	R	R
Silicone fluids	R	R	ND	No data			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		R	R	R
Silver nitrate	R	R	R	R[60]	R[60]	R[60]	R[84]			R[80]	R		R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R		R	R	R
Sodium carbonate	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Sodium peroxide	R	R	R	R	R	ND	R[13]	R		R[80]	R[80]	ND	R	R[53]	ND	R[13]			R	R	R	ND	ND		R	R	R

Một số loại vật liệu khác																	
Bê tông (s)			Thủy tinh (t)			Graphít (u)			Gốm và Sứ			Men thủy tinh (w)			Gỗ (z)		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
	No data		R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data	
			R	R	R[30]	R	R	R	R	R	R		No data				
			R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
			R	R	R[30]	R	R	R	R	R	R	R	R	ND			
			R	R		R	R	R	R	R	R	R	ND	ND	R	R	
						R	R	R									
						R	R	R									
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
						R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R[72]	R	R	R	R	R	R	R[37]	R[37]	R	R	R	R	R	ND			
				No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R[14]		
	No data			No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data		R	R	
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
R[35]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[14]	R[14]	R[14]
R			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data		R	R	R
R[73]	R	R	R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	ND	ND	R	R	
			R	R	R[50]	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
			R	R	R[50]				R	R	R	R	R	ND			
			R	R	R[50]				R	R	R	R	R	ND			
			R	R	R[50]				R	R	R	R	ND	ND			
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
R	R	R	R	R	R				R	R	R		No data			No data	
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R[13]	R[10]		R	R	R		No data				
			R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND			
			R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]	R	R	ND			
			R	ND	ND	R	R	R	R	R	R		No data				
			R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data				
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		No data	
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[14]		
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R
R[34]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
R[72]	R	R	R			R	R	R	R	R	R	R	R	R			
R[72]	R	R	R	ND	ND		No data		R	R	R		No data				

CAO SU																														
	Cao su Butyl và cao su Halo - Butyl			Cao su êtylen – propylene (q)			Cao su cứng (Êbônít) (h)			Cao su tự nhiên mềm (h)			Nêopren (i)			Cao su Nitrile			Pôlyêtylen Closunfo			Cao su Pôlyurêtan (v)			Cao su Silicon (k)		
	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
Sodium silicate	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R		R	R	R
Sodium sulphide	R	R	R	R -	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		No data		R	ND		R	R	R
Stannic chloride	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Starch	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Sugar, syrups, jams	R[13]	R	R	R[60]	R[60]	R[60]	R[13]	R	R	R[13]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Sulphamic acid		No data		R	R	ND	R[13]	R			No data		R	ND	ND		No data		R	R	R	R	R			No data	
Sulphates (Na, K, Mg, Ca)	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Sulphites	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R[80]	R[80]		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Sulphonic acids	R[13]	R		R[13]	R[13]	R[13]	R[2]	R[2]	R[2]				R	R	R	ND			R	R	R	R	ND			No data	
Sulphur	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			R	R	R	R[30]	R	R	R	R	R	ND	ND		R	R	R
Sulphur dioxide, dry	R	R	R	R	R	R	R	R	R				R	R	R							ND	ND		R	R	ND
Sulphur dioxide, wet	R	R	R	R	R	R	R	R	R[4]				R	R	R				R[4]	R	R	ND	ND		R	R	ND
Sulphur trioxide																	No data								R	R	R
Sulphuric acid (<50%)	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R		R			R	R	R	R[25]	R^{25}_{80}		R	R	R
Sulphuric acid (70%)				R[80]			R[66]						R						R	R						No data	
Sulphuric acid (95%)																			R								
Sulphuric acid, fuming																											
Sulphur chlorides																	No data			No data							
Tallow	R	R	R[4]	R	R[4]	ND	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND		R[36]	R	R
Tannic acid (10%)	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R		R	R	R
Tartaric acid	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R	R	R		R	R	R
Trichlorethylene																R[65]									R[21]	R	R
Vinegar	R	R	R	R	R[14]		R	R	R	R[80]	R		R	R	R	R	R[32]	R	R	R	R	R[80]	R[80]		R	R	R
Water, distilled	R	R	R	R	R	R	R[30]	R	R	R[30]	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Water, soft	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Water, hard	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		R	R	R
Yeast	R	R	R		No data		R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	ND	R	R	R	ND	ND		R	R	R
Zinc chloride	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	R	R	R		R	R	R

Một số loại vật liệu khác																	
Bê tông (s)			Thủy tinh (t)			Graphit (u)			Gốm và Sứ			Men thủy tinh (w)			Gỗ (z)		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
R	R	R				R	R	R	R	R	R	No data			R		
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	No data					
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
No data			R	R	R	R	R	R	R	R	R	No data			No data		
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	R	R	
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R		
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
No data			R	R	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
			R	R		R	R	R	R	R	R	R	R	R			
			R	R	R				R	R	R	R	R	R			
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R^{10}		
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R			
			R	R	R	R^{2}	R		R	R	R	R	R	R			
			R	R	R				R	R	R	R	ND	ND			
No data			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	ND	No data		
			No data			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R^{80}			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	
R^{50}	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R^{50}	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	ND	ND	R	R	R	R	R	R	R	R	ND			

HƯỚNG DẪN SỬ DỤNG PHỤ LỤC C

GHI CHÚ:

Các số liệu cho ở trong các bảng ở các nhiệt độ thấp hơn cũng có thể áp dụng cho các nhiệt độ cao hơn nếu như ở các nhiệt độ này không có số liệu để tra cứu.

Các chỉ số sau đây đặt ở phía trên các chữ "R" ở trong các bảng có nghĩa như sau:

1. Không phải là hợp chất khan
2. Phụ thuộc vào axít
3. 35%
4. Ít chịu ăn mòn
5. Không phải là hơi HF
6. Đến 40%
7. Dung dịch bão hòa
8. Nước nho và nước dứa ở 20 °C
9. Hỗn hợp nhũ tương tráng ảnh ở nhiệt độ 20 °C
10. 10%
11. Khan
12. Không có Mg
13. Phụ thuộc vào nồng độ
14. Đổi màu và/hoặc bị trương và bị mềm
15. Đến 25%
16. Không phải là các hợp chất clorua/hoặc không phù hợp nếu có các ion clorua
17. Không phải là cao su silicon đã flo hóa
18. Đến 60%
19. Đến 50%
20. Không phải dung dịch đã được sục khí
21. Chỉ áp dụng cho các cao su silicon đã flo hóa
22. Không có số liệu (ND) cho Mg
23. 5%
24. Chỉ áp dụng cho dạng tinh khiết
25. Đến 30%
26. Nếu như không có các muối sắt và clo tự do
27. Có thể nứt gãy khi bị nén ép
28. 45%
29. 55%
30. Phụ thuộc vào nồng độ
31. Clo
32. 20%
33. Phụ thuộc vào rượu

34. Số liệu cho natri
35. Mới
36. Trên 85%
37. Bị ăn mòn ở một số vị trí ở nhiệt độ cao
38. Trung tính
39. Bị ăn mòn bởi các ion florua
40. Sunphát và nitơrát
41. Điểm hóa dẻo
42. Khi đã bị ức chế thì chỉ bị ăn mòn trong các dung dịch đặc
43. Phụ thuộc vào điều kiện của nước
44. Loãng
45. Đến 15%
46. Không phải là gốc metyl
47. Dây được sản xuất bằng phương pháp kéo
48. Bị ăn mòn nhiều, nhưng tạo thành lớp phủ bảo vệ
49. Sử dụng phương pháp thụ động hóa anốt
50. Bị ăn mòn nhiều/Hấp thu/Bào mòn chậm
51. Không phải sunphát
52. 70%
53. Khi không có O_2 và CO_2 hòa tan
54. 75%
55. 80%
56. Có thể bị nứt gãy do ứng suất
57. Có thể bị ăn mòn điểm trong các dung dịch bị ứ đọng
58. Khi có mặt H_2SO_4
59. Không phải là gốc êtyl
60. Có thể làm mất màu của lỏng
61. Vật liệu này có thể là nguyên nhân gây phân hủy
62. Phụ thuộc vào kiểu – loại
63. 95%
64. Lớp phủ mỏng có thể xuất hiện
65. Không nên sử dụng ở một số điều kiện của nhiệt độ…
66. 65%
67. Dung dịch đã được sục khí
68. Ảnh hưởng được dự đoán
69. Đến 90%
70. Không phải ở điều kiện ôxy hóa
71. Không phải là các hợp chất có phân tử lượng thấp của các dãy
72. Không phải là trường hợp bê tông từ xi măng có hàm lượng ôxít nhôm cao.
73. Không phải là amôni

74. Không phải là closilan
75. Số liệu cho amôni
76. Số liệu cho canxi
77. Số liệu cho kali
78. Khi có các ion kim loại nặng
79. Không có số liệu cho bari
80. Sử dụng có giới hạn
81. Trừ các hợp chất có chứa gốc sunphát
82. Có thành phần dưới 70% Cu
83. Nồng độ nước nhỏ hơn 150 ppm
84. Có thể bị ăn mòn điểm cục bộ ở một số vị trí
85. 60% trong một tháng
86. Vị và mùi nhẹ
87. Bị phân hủy dưới tác dụng xúc tác của H_2O_2
88. 65%
89. 1 – 2 ngày
90. Khí ướt
91. Nồng độ nước nhỏ hơn 0 – 0,05%
92. Khi không có các ion kim loại nặng để ôxy hóa các tác nhân
93. Ăn mòn ứng suất trong MeOH và các halogenua (không phải trong các rượu khác)
94. Khi không có SO_2
95. Trương nở 50% trong 28 ngày
96. Trương nở 60% trong 3 ngày
97. Có thể bị nguy hiểm khi có mặt các hợp chất không rõ bản chất
98. Không phải là kiềm
99. Ôzôn 2%, ôxy 98%
100. Đây là điểm hóa dẻo
101. Axít nitơríc có nồng độ nhỏ hơn 5%
102. Axít khan bốc khói. Ăn mòn có thể xuất hiện khi có mặt ẩm và lượng lỏng ngưng tụ có nồng độ cao được tạo thành.
103. Thép không gỉ thường không sử dụng cho môi trường kiềm
104. Khi không có các tạp chất
105. 10% khối lượng trong rượu
106. Bị trương trong một số xêtôn.
107. Sẽ bị ăn mòn kiểu nứt gãy ứng suất ở mức độ nhất định khi độ pH cao.

a. Nhôm: Trong rất nhiều trường hợp các số liệu trong bảng cho thấy nhôm là vật liệu phù hợp, nhưng vẫn bị ăn mòn ở mức độ nhất định. Tuy nhiên, mức độ ăn mòn đủ yếu để có thể vẫn sử dụng nhôm với hiệu quả kinh tế tốt.

b. Đồng thau: Một số loại đồng thau có khả năng chịu ăn mòn thấp hơn so với số liệu cho trong bảng, nhưng một số loại lại có khả năng chịu ăn mòn tốt hơn, ví dụ như đồng thau – nhôm.

c. Gang: Có thể coi là vật liệu chịu được ăn mòn nếu như tốc độ ăn mòn của loại vật liệu này nhỏ hơn 0,25mm/năm. Khi chọn gang loại Ni chịu ăn mòn hoặc loại gang hàm lượng Si cao cho những ứng dụng đặc biệt, thì phải tính đến các tính chất vật lý rất khác nhau của các loại vật liệu này.

d. Kim loại để đúc súng: Các số liệu cho trong bảng là của loại kim loại dùng đúc súng có hàm lượng thiếc cao.

e. Hợp kim đồng – nicken: Các tính chất vật lý cho trong bảng là của vật liệu đã được tôi. Cả độ bền kéo và độ cứng có thể thay đổi tùy theo phương pháp và điều kiện xử lý nhiệt.

f Thép không gỉ: Loại rẻ tiền hơn chứa 13% Crôm có thể sử dụng trong một số trường hợp thay cho loại thép 304 (18/8). Ở một số điều kiện nhất định bổ sung titan sẽ tăng khả năng chịu ăn mòn của thép 18/8. Ngoài ra, titan cũng cho phép sản xuất các loại thép không gỉ có thể hàn nhưng không cần phải xử lý nhiệt sau đó. Tuy nhiên, các loại thép này chịu ăn mòn kém hơn so với loại thép không gỉ đắt tiền hơn loại 18/8 Mo.

g. Thiếc: Các số liệu trong bảng là của thiếc tinh khiết hoặc thiếc hợp kim hàm lượng thấp. Các số liệu này không áp dụng được cho các lớp lót không liên tục bằng thiếc.

h. Cao su tự nhiên mềm và êbônít: Khả năng làm việc ở nhiệt độ cao phụ thuộc vào phương pháp hóa hợp.

i. Nêopren: Được quét hoặc phun dày 1,5 mm, sau đó được sấy khô cẩn thận.

k Cao su Silicon: Chịu được nhiệt độ từ – 90 °C đến + 250 °C, và chịu được nhiều môi trường dầu mỡ và hóa chất. Trong một số trường hợp, cao su silicon đã được flo hóa chịu đặc biệt tốt các môi trường ăn mòn.

l. Nhựa Styrene Butadien acrylonitrile: Các thông tin trong bảng là của loại nhựa dùng để làm khuôn thông thường.

m. Nylon: Khi bị đốt nóng lâu có thể bị ôxy hóa và giòn. Các số liệu về nylon dẻo 66 dẫn ở trong bảng là của các sản phẩm của Maranyl. Các loại nylon khác, như nylon 6 và 610 có thể có những khác biệt, ví dụ như trong các dung dịch nước của các muối.

n Nhựa PTFE: Bị ăn mòn trong dung dịch của các hợp chất của kim loại kiềm hoặc trong kim loại kiềm nóng chảy, và bị ăn mòn trong môi trường của một số ít các khí đã được flo hóa ở nhiệt độ và áp suất cao. Một số dung môi hữu cơ và dung môi đã được halogen hóa có thể làm trương nhựa PTFE và làm thay đổi nhẹ về kích thước của nhựa, nhưng các hiện tượng này chỉ là hiện tượng vật lý và mang tính thuận nghịch.

o. Nhựa Mêlamin: Các thông tin trong bảng chủ yếu là cho các bề mặt được phủ một lớp mỏng bằng nhựa mêlamin. Lớp phủ bằng nhựa mêlamin thường được sử dụng kết hợp với các nhựa alkyd và các tính chất của các lớp phủ sẽ phụ thuộc vào loại nhựa alkyd được sử dụng.

p. Nhựa Epoxy: Các số liệu là của các hệ epoxy được sấy khô ở nhiệt độ thường.

q. Các số liệu trong bảng là của các vật liệu chế tạo từ cao su êtylen – prôpylen técpôlyme.

r. Nhựa Phenol formaldehyde: Có một vài loại nhựa Phenol formaldehyde và cần phải chú ý để chọn đúng chủng loại.

s. Bêtông: Thường được chế tạo từ xi măng Poóclan, nhưng nếu được chế tạo từ xi măng Fondu hoặc từ xi măng xỉ thạch cao thì khả năng chịu ăn mòn trong các trường hợp đặc biệt sẽ tăng lên đáng kể.

t. Thủy tinh: Thông tin trong bảng là của thủy tinh chịu nhiệt borô – silicat.

u. Graphít: Số liệu trong bảng là của graphít được tẩm nhựa. Các loại graphít được xử lý đặc biệt sẽ cải thiện được khả năng chịu ăn mòn đối với nhiều hóa chất.

v. Khả năng chịu ăn mòn của Polyurêtan phụ thuộc vào cấu trúc riêng của từng loại vật liệu và không nhất thiết phải áp dụng được cho tất cả các loại polyurêtan. Các Polyurêtan được thiết kế đặc biệt có thể được sử dụng ở nhiệt độ cao hơn 60 °C, nhưng khả năng chịu ăn mòn lại phụ thuộc vào nhiệt độ.

w. *Men thủy tinh*: Các loại men đặc biệt có thể chịu được các môi trường hóa chất đặc biệt.

x. Các số liệu trong bảng dựa trên cơ sở các số liệu của hợp kim sắt 225.

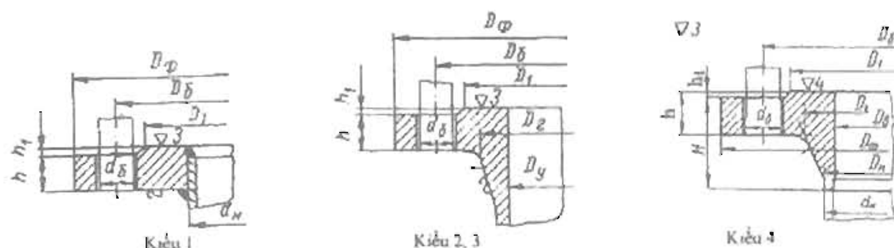
y. Các số liệu trong bảng dựa trên cơ sở số liệu của vật liệu Solef.

z. *Gỗ*: Hành vi của gỗ phụ thuộc vào loại thiết bị cũng như điều kiện làm việc. Dung dịch nước của một số hóa chất có thể làm tăng tốc độ phân hủy gỗ. Các dung môi hữu cơ có thể hòa tan nhựa từ gỗ.... Perôxít Hyđrô (75% khối lượng) có nguy cơ gây cháy gỗ.

PHỤ LỤC D

KÍCH THƯỚC CỦA CÁC MẶT BÍCH CHUẨN

Bảng 8.5. Bích liền bằng thép thường



p_y, MN/m² (1)	D_y (2), mm	$d_н$ (3), mm	$D_ф$ (4), mm	$D_б$ (5), mm	D_1 (6), mm	Bu lông $d_б$ (7), mm	Bu lông z (8)	Kiểu 1 ГОСТ 1255—67 h, mm (9)	Kiểu 1 ГОСТ 1255—67 Khối lượng, kg (10)	Kiểu 2 ГОСТ 1236—67 D_2 (11)	Kiểu 2 ГОСТ 1236—67 h (12)	Kiểu 3 ГОСТ 12821—67 D_2 (13)	Kiểu 3 ГОСТ 12821—67 h (14)	Kiểu 4 ГОСТ 12830—67 D_2 (15)	Kiểu 4 ГОСТ 12830—67 $D_н$ (16)	Kiểu 4 ГОСТ 12830—67 $D_в$ (17)	Kiểu 4 ГОСТ 12830—67 H (18)	Kiểu 4 ГОСТ 12830—67 h (19)	Kiểu 4 ГОСТ 12830—67 Khối lượng, kg (20)
0,25			75	50	35	M10		8	0,25					22			23	8	0,29
0,6								10	0,31								27	10	0,34
1,0									0,46					25					0,50
1,6			90	60	40			12	0,54					26	15	8	33	12	0,59
2,5	10	14						14	0,63	—	—								
4,0						M12												14	0,68
6,4														34			46	16	1,03
10,0			100	70	50			—	—			—	—				43		
16,0					—														
20,0			120	62	55	M20								—	—	—	—	—	—
0,25			80	55	40	M10		8	0,29	31	10			28			26	8	0,34
0,6								10	0,33								28	10	0,40
1,0									0,51	37	12								0,58
1,6			95	65	45			12	0,61				12	30	19	12	33	12	0,68
2,5								14	0,70			39							0,77
4,0	15	18				M12	4						14					14	0,79
6,4													16					16	1,15
10,0			105	75				—	—	—	—	45		38			46		
16,0					55								18				50	18	1,27
20,0			120	82		M20						51	24	40	23	14	52	24	1,93
0,25			90	65	50	M10		10	0,45	38	12			36			28	8	0,46
0,6								12	0,53			—	—				30	10	0,53
1,0									0,74										
1,6								14	0,86	42	14		12				36	12	0,87
2,5			105	75	58	M12		16	0,98			44		38	26	18			0,96
4,0	20	25											14				34	14	0,97
6,4												52	18				54	18	1,80
10,0			125		68	M16		—	—	—	—			48			51		1,97
16,0				90								54	20				56	20	2,08
20,0			130		63	M20						60	26	46	29	19	55	26	2,50

Chú ý: Chiều cao h_1 chọn theo đường kính D_y:

D_y, mm	≤ 32	40 - 250	300 - 500	> 600
h_1, mm	2	3	4	5

(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)
0,25			100	75	60	M10		10	0,55	47	12			42			28	8	0,55
0,6									0,64			–	–				30		0,76
1,0								12	0,89									12	
1,6										49	14		12				38		1,05
2,5			115	85	68	M12		16	11,7			49		45	33				
4,0	25	32											14			25	36	14	1,18
6,4													20					20	2,30
10,0			135	100	78	M16		–	–	–	–	61		52			56		
16,0													22					22	2,50
20,0			150	102	73	M24						67	28	54	36		60	28	3,56
0,25			120	90	70	M12		10	0,79	56	13			50			28	8	0,78
0,6								13	1,01			–	–				33	12	1,10
1,0								14	1,40										
1,6								16	1,58	60	16	56	14	55			40	13	1,54
2,5			135	100	78	M16		18	1,77						39				
4,0	32	38										62	16	56		31	43	16	1,83
6,4																	65	21	2,94
10,0			150	110	85	M20				–	–	68	22				60		
16,0								–	–					64				22	3,06
20,0			160	115	86	M24	4								43		65	30	4,43
0,25			130	100	80	M12		10	0,95	64	13			60			33	9	1,09
0,6								13	1,21			–	–				35	12	1,36
1,0								15	1,71					62		36			1,83
1,6								17	1,96	68	16	64	14				42	13	1,85
2,5			145	110	88	M16		19	2,18					64	46				2,18
4,0	40	45										70	16				45	16	2,19
6,4													22	74			65	21	3,75
10,0			165	125	96	M20				–	–	80	23			37	67	23	4,05
16,0								–	–				25	76				25	4,06
20,0			170	124	91	M24						78	30	74	49	36	72	31	5,46
0,25			140	110	90	M12		10	1,04	74	13			70			33	9	1,26
0,6								13	1,33			–	–				35	12	1,53
1,0								15	2,06							49	42		2,26
1,6								19	2,58	80	17	74	14					13	2,28
2,5	50	57	160	125	102	M16		21	2,71					76	58		45		2,78
4,0												80	17			48		17	2,81
6,4			175	135	108	M20							22			47	64	23	4,63
10,0										–	–		25	86			68	25	6,08
16,0			195	145	15			–	–			94	27			45	75	27	6,49
20,0			210	160	129	M24	8					108	37	105	61	46	95	37	10,8

(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)
0,25			160	130	110	M12		11	1,39	94	13			88			33	9	1,62
0,6							4	13	1,63			—	—				35	12	1,97
1,0								17	2,80							66	45		3,17
1,6									3,42	100	17	100	15	94			47	15	3,19
2,5	65	76	180	145	122	M16	—	21	3,22						77				
4,0												106	19	96			50	19	3,71
6,4			200	160	132	M20						114	25	106		64	72	25	6,29
10,0			220	170	140	M24	8	—	—	—	—	118	29	110		62	80	29	8,57
16,0													31				85	31	9,10
20,0			260	203	167	M27						140	45	138	90	68	118	45	19,2
0,25			185	150	128			11	1,84	108	15			102			35	11	2,43
0,6							4	15	2,44			—	—				37	13	2,76
1,0						M16		17	3,19					105		78	47	15	3,67
1,6								21	3,71	114	19	110	17				50	17	4,21
2,5			195	160	138		—	23	4,06					110	90		52	19	4,44
4,0	80	89										116	19	112			55	21	4,80
6,4			210	170	142	M20						128	27	120		77	72	27	7,22
10,0			230	180	150	M24	8	—	—	—	—	132	31	124		75	87	31	9,98
16,0													33				90	33	10,5
20,0			290	230	190	M30						160	51	162	110	80	132	51	27,7
0,25			205	170	148		4	11	2,14								37	11	2,98
0,6						M16		15	2,85	128	15	—	—	122			38	13	3,35
1,0			215	180	158			19	3,96	134	19			128		96	48		4,70
1,6								23	4,73	136	21	130	17	130			50	17	4,90
2,5								25	5,92			136		132	110		58	21	6,51
4,0	100	108	230	190	162	M20						140	21	138			65	23	7,40
6,4			250	200	170	M24						152	29	140		94	77	29	10,7
10,0			265	210	175	M27		—	—	—	—	160	35	146		92	97	35	14,8
16,0						M30							37				100	37	15,4
20,0			360	292	245	M36						264	63	208	135	102	175	63	53,9
0,25			235	200	178			11	2,60	155	17	—	—	148			37	11	3,72
0,6						M16		17	3,88							121	40	13	4 66
1,0			245	210				21	5,40	161	21			156					6.71
1,6								25	6.38	165	23	161	19				57	19	6.75
2,5					188		8	27	8,26						135			23	9,27
4,0	125	133	270	220		M24						169	25	160		120	65	25	10,0
6,4			295	240	205	M27						181	33	172		118	95	33	17,1
10,0			310	250	210	M30	27	—	—	—	—	189	39	180		112	112	39	23,3
16,0													41				115	41	24,2
20,0			385	318	271	M36	12					237	73	234	170	130	175	73	65.0

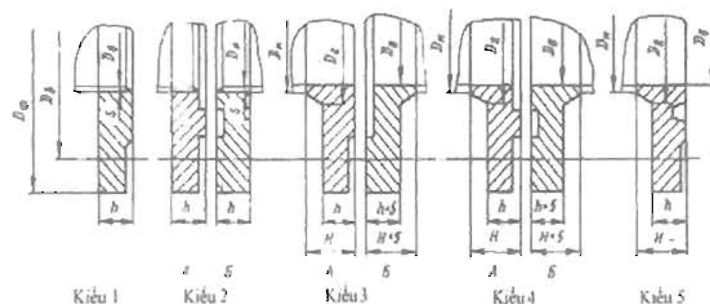
(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)
0,25			260	225	202	M16		13	3,43	180	17	—	—	172			38	11	4,30
0,6								17	4,39								43	13	5,37
1,0			280	240	212	M20	8	21	6,62	186	21					146	57	19	8,17
1,6								25	7,81	192	25	186	21	180					8,30
2,5	150	159						27	10,1						161			25	12,5
4,0			300	250	218	M24						198	27	186		145	68	27	13,0
6,4			340	280	240							210	35	206		142	105	35	24,6
10,4						M30				—	—		43				125	43	32,2
16,0			350	290	250		12	—	—			222	47	214		136	130	47	34,7
20,0			440	360	306	M42						270	79	266	196	150	190	79	91,3
0,25			315	280	258	M16	8	15	4,73	234	19	—	—	235			45	13	6,92
0,6								19	5,89							202	50	17	8,37
1,0			335	295	242	M20		21	8,05	240	23						58	19	11,4
1,6								27	10,1	246	27	240	23	240				21	11,8
2,5	200	219	360	310	278	M24		29	13,3			252	31	245	222		75	27	17,4
4,0			375	320	280	M27						256	35	250		200	85	35	24,4
6,4			405	345	300	M30						268	41	264		198	110	41	36,6
10,0										—	—		51				140	51	54,2
16,0			430	360	315	M36		—	—			284	57	276		190	146	57	58,9
20,0			535	440	380	M48						340	89	340	248	192	230	89	160
0,25			370	335	312	M16	12	18	6,95	286	20	—	—	288			45	16	9,88
0,6								20	7,67							254	50	18	11,0
1,0			390	350	320	M20		23	10,7	292	25			290			60	21	14,6
1,6			405	355		M24		28	14,5	298	29	298	27	292	278		65	23	17,4
2,5	250	273	425	370	335	M27		31	18,9			306	33	300			75	29	24,4
4,0			445	385	345	M30						314	39	310		252	98	39	37,6
6,4			470	400	355							326	45	316		246	115	45	50,9
10,0						M36				—	—		57				160	57	85,7
16,0			500	430	380			—	—			346	65	340		236	165	65	93,9
20,0			670	572	508	M52	16					448	107	460		254	300	107	324
0,25			435	395	365	M20		18	9,33	336	20	—	—	340			45	16	13,4
0,6							12	20	10,3							303	50	18	14,8
1,0			440	400	370			24	12,9	342	25			345			60	22	18,7
1,6			460	410	378	M24		28	17,8	352	30	348	27	346			66	24	22,8
2,5	300	325	485	430	390	M27		32	24,0			360	36	352	330		80	32	33,3
4,0			510	450	410	M30						368	42	368		301	112	42	53,1
6,4			530	460	415	M36	16					384	50	370		294	120	50	68,2
10,0								—	—	—	—		66				180	66	72,9
16,0			585	500	445	M42						408	74	400		284	185	74	140

(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)
0,25	350	377	485	445	415	M20	12	18	10,5	390	22	—	—	390	382	351	45	16	16,0
0,6								22	12,6								50	18	17,7
1,0			500	460	430			24	15,9	396	26			400			60	22	24,0
1,6			520	470	438	M24		30	22,9	408	34	402	30				70	28	32,0
2,5			550	490	460	M30		38	34,4	—	—	418	40	406			85	36	46,6
4,0			570	510	465			—	—			430	48	418			116	48	70,3
6,4			595	525	475	M36						442	56	430		342	140	56	98,7
10,0			655	560	500	M48						466	72	460		332	195	72	172
0,25	400	426	535	495	465	M20	16	18	11,6	442	24	—	—	440	432	398	45	16	18,6
0,6								24	15,2								50	18	20,6
1,0			565	515	482	M24		26	21,6	448	28			445			60	22	30,0
1,6			580	525	490	M27		34	31,0	460	36	456	32	450			75	32	43,0
2,5			610	550	505	M30		40	44,6	—	—	472	44	464			100	40	64,8
4,0			655	585	535	M36		—	—			488	54	480			135	54	107
6,4			670	585	525	M42						500	62	484		386	155	62	136
10,0			715	620	560	M48						520	76	510		376	200	76	203
0,25	500	530	640	600	570	M20	16	20	16,0	346	25	—	—	545	536	501	50	19	26,7
0,6								25	19,7										
1,0			670	620	585	M24		28	27,7	552	30			559			90	38	71,0
1,6			710	650	610	M30		44	57,0	570	42	564	40	570		500	100	44	88,9
2,5			730	660	615	M36		48	67,3	—	—	580	48	580		495	135	58	132
4,0			755	670		M42		—	—			592	58	—	—	—	—	—	—
6,4			800	705	640	M48						610	66						
0,25	600	630	755	705	670	M24	20	20	21,4	846	25	—	—	650	636	602	55	19	35,8
0,6								25	26,2										
1,0			780	725	685	M27		31	39,4	654	31						65	24	48,8
1,6			840	770	720	M36		45	80,3	682	49	672	43	660			90	41	99,3
2,5								—	—	—	—	684	51	670		600	115	49	124
4,0			890	795	730	M48						696	58	—	—	—	—	—	—
6,4			925	820	750	M52						720	71						
0,25	800	820	975	920	880	M27	24	21	36,6	852	25	—	—	844	826	792	60	19	56,2
0,6								27	46,1		29								
1,0			1010	950	905	M30	28	—	—	866	39			850			75	27	87,2
1,6					900	M36				882	49	880	47				95	45	131
2,5			1075	990	930	M42	24			—	—	896	59	874		790	135	55	214
4,0			1135	1030	960	M52						920	71	—	—	—	—	—	—

Bảng 8.6 Mặt bích hàn liền bằng thép sử dụng cho thân, đáy, và nắp tháp (theo đường kính trong)



P_y, MN/m²	D_B	D_ϕ	$D_б$	D_2	D_H	s_{min}	H, Kiểu 3,4	H, Kiểu 5	h, Kiểu 1	h, Kiểu 2	h, Kiểu 3,4	h, Kiểu 5	Bu lông $d_б$	Bu lông	Kiểu 1	Kiểu 2 A	Kiểu 2 B	Kiểu 3,4 A	Kiểu 3,4 B	Kiểu 5
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	mm(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18) khối lượng, kg	(19)	(20)	(21)
0,3		530	490	–	–		–		–	24	–			16	–	12,0	13,8	–	–	
0,6						6			18						12,4					
1,0		535	495	428	412		50	–	30	35	25	–	M20	20	16,8	20.3	22,4	18,8	23,6	
1,6	400						54		32	38	30			24	18,0	22,1	23,9	21.6	26,4	–
2,5				438	418		65				35							26,2	30,9	
4,0		590	530	444	424	–	76			–	46		M30			–	–	47,5	54,8	
6,4							90	98	–		58	65		20	–			64,8	72,1	72,1
0,3		580	540	–	–		–			25	–					14,0	15,9	–	–	
0,6						6			20						14,4					
1,0		590	550	482	464		55	–	32	38	28	–	M20		20,9	26,2	28,3	23,4	28,7	
1,6	450						60		36	42	32				24,2	29,6	31,9	27,0	32,3	–
2,5				488	470		65				38			24				33,4	33,8	
4,0		640	580	498	476	–	80		–	–	48		M30		–	–	–	54,3	62,3	
6,4							90	98			60	68						78,0	86,1	86,1
0,3		630	590	–	–		–		20	25	–			20	15,9	15,5	17,6	–	–	–
0,6						6			24	30					19,7	19,2	21,3			
1,0		640	600	532	514		58	–	34	40	30	–	M20	24	25,5	30,9	33,7	27,5	33,3	
1,6	500						62		40	45	35				29,4	34,3	36,7	32,8	38,6	
2,5				542	522		70				40			28				39,5	45,2	–
4,0		690	630	550	528		85		–	–	52		M30	24	–	–	–	67,5	76,2	
6,4		695	635	568	538		105	112			60	68						94,5	104	104

(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)	(21)
0,3	600	730	690	—	—	6	—	—	22	28	—	—	M20	24	21,3	20,8	23,2	—	--	--
0,6									28	34					26,6	26,0	28,5			
1,0		740	700	636	614		65		38	44	32			28	33,0	39,7	43,0	37,6	44,3	
1,6							68		46	52	38				40,5	47,8	50,7	43,0	49,7	
2,5				646	624	—	75		—	—	42			32	—	---		50,5	57,3	
4,0		795	735	656	630		102				62		M30	28				96,2	107	
6,4		820	750	680	644		128	135			74	82						152	163	163
0,3	700	830	790	—	—	6	—	—	25	30	—		M20		31,2	25,9	28,7	—	—	—
0,6									34	40					36,6	36,0	38,8			
1,0		840	800	742	716		72		45	50	32			32	45,0	53,0	56,6	46,7	54,4	
1,6		850	810	746	718	8	80		52	58	40			36	56,5	66,3	70,0	60,0	67,8	
2,5				754	728	—	85		—	—	48			40	—	—	—	73,0	80,8	
4,0		895	835	764	734		110				65		M30	32				127	139	
6,4		945	875	784	748		140	148			86	94	M36	28				201	216	216
0,3	800	930	890	—	—	6	—	—	26	32	—	—	M20	32	31,6	31,0	33,7	...	—	—
0,6									38	44					44,5	43,8	46,6			
1,0		945	905	848	818		90		52	58	35			36	63,2	72,1	76,0	63,3	72,3	
1,6		955	915	852	820	8			60	65	42			40	75,0	82,9	87,1	78,4	87,6	
2,5				860	830	—	98		—	—	52			48	—	—	—	96,5	106	
4,0		1005	945	872	838		125				74		M30	36				166	180	
6,4		1055	985	904	852		165	175			86	98	M36	32				256	272	272
0,3	900	1030	990	—	—	6	—	—	30	35	—	—	M20	36	40,5	39,8	43,1	—	—	—
0,6									44	50					59,5	58,8	62,1			
1,0		1045	1005	952	918	8/12	90		54	60/50	40			40	69,6	79,2/62,2	84,1/66,6	77,3	87,2	
1,6		1055	1015	958	922	8	100		68	74	45			44	96,8	108	112	100	110	
2,5		1065	1020	966	932	—	108		—	—	55		M22	48	—	—	—	125	136	
4,0		1110	1050	980	940		132				72		M30	40				212	228	
6,4		1180	1110	1018	956		188	200			95	108	M36					422	440	440

(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)	(21)
0,3		1130	1090	–	–	6	–		32	38	–			40	48,8	48,0	51,7	–	–	
0,6									48	54			M20		70,8	70,0	73,7			
1,0		1145	1105	1056	1020	8/12	98		62/54	68/60	45			44	91,0/72,8	102/84,2	107/88,9	97,4	105	
1,6	1000	1160	1120	1062	1024		108	–	74	80	50	–		52	120	132	138	125	136	–
2,5		1170	1125	1072	1036		112				60		M22	56				153	165	
4,0		1240	1170	1092	1044	–	148		–	–	75		M36		–	–	–	290	310	
6,4		1300	1220	1130	1060		210	222			105	118	M42	40				544	567	567
0,3		1230	1190	–	–	8	–		32	38	–			40	51,5	50,6	54,3	–	–	
0,6									48	54			M20		75,9	75,0	78,7			
1,0		1250	1210	1160	1120	8/12	105	–	66/58	72/64	48	–		52	109/88,5	121/102	128/107	107	120	–
1,6	1100	1260	1220	1168	1126		118				55							150	162	
2,5		1285	1235	1178	1138	–	122				62		M24	56				198	215	
4,0		1345	1275	1196	1146		160		–	–	84		M36		–	–	–	356	375	
6,4		1410	1330	1240	1168		222	235			115	128	M42	44				650	675	675
0,3		1335	1295	–	–	8	–		32	38	–			44	57,4	56,4	60,7	–	–	
0,6									54	60			M20		93,1	93,0	97,3			
1,0		1350	1310	1260	1220	8/12	110	–	72/64	78/70	50	–		56	133/110	147/125	154/131	134	147	–
1,6	1200	1360	1320	1270	1228		122				60			60				168	181	
2,5		1400	1345	1282	1238	–	135		–	–	68		M27	56	–	–	–	252	273	
4,0		1455	1385	1306	1250		180				95		M36					433	457	
6,4		1520	1440	1350	1272		232	245			115	130	M42	48				774	801	801
0,3		1435	1395	–	–	8	–		38	44	–		M20	48	72,3	71,2	75,7	–	–	
0,6									60	65					110	108	113			
1,0		1450	1410	1362	1322	8/12	112		78/70	84/75	52				157/126	172/140	179/146	153	167	
1,6	1300	1470	1425	1372	1330		125	–			62	–	M22	60				212	228	–
2,5		1505	1450	1388	1340	–	155				80		M27					302	325	
4,0		1560	1490	1412	1352		190		–	–	98		M36	52	–	–	–	515	540	
6,4		1640	1550	1460	1376		245	260			120	135	M48	48				940	972	972

(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)	(21)
0,3		1535	1495	—	—	8	—		38	44	—		M20	52	81,1	80,0	83,8	—	—	
0,6									62	68					127	126	130			
1,0		1555	1515	1466	1422	8/12	125		84/78	90/34	58				184/161	203/181	210/187	195	211	
1,6	1400	1575	1530	1478	1432		138	–			68	—	M22	64				256	274	—
2,5		1610	1555	1492	1442		170				85		M27					365	380	
4,0		1670	1600	1518	1456	—	195		—	—	100		M36	56	—	—	-	630	658	
6,4		1765	1675	1572	1486		275	290			138	155	M48	48				1250	1287	1281
0.3		1635	1595	—	—	8	—		42	48	—		M20	56	93,2	92,0	95,8	—	—	
0.6									68	74					146	145	149			
1.0		1655	1615	1566	1522	10/16	130		92/74	98/80	65			68	218/156	237/177	244/182	209	226	
1.6	1500	1690	1640	1582	1534		142	-			70	—	M24	64				310	331	
2.5		1720	1666	1600	1544	—	170		—	—	88		M30		—	—	—	442	471	
4,0		1775	1705	1624	1560		200				105		M36	60				734	763	
6.4		1875	1785	1682	1586		285	300			140	155	M48	52				1410	1449	1449
0.3		1740	1700	—	—	10	—		42	48	—		M20	60	95,7	94,5	98,0	—	—	
0.6									70	75					155	154	158			
1.0		1765	1725	1672	1626	10/16	140	—	100/84	105/90	70	—		72	266/202	284/225	291/231	254	272	—
1.6	1600	1805	1750	1688	1636		155				75		M27	64				396	421	
2.5		1835	1775	1704	1646	—	170		—	—	88		M30	68	—	—	—	525	557	
4,0		1880	1810	1730	1654		210				112		M36	64				850	882	
6.4		1990	1900	1794	1690		305	320			148	165	M48	56				1680	1721	1721
0.3	1700	1840	1800						42	48				84	106	105	110			
0.6				—	—	10	—		76	82	—		M20		190	188	193	—	—	
0.3		1940	1900					—	48	54		—		68	144	133	138			-
0.6	1800								82	88					218	216	221			
1.0		1995	1950	1890	1832	—	160		—	—	75		M24	72	—	—		440	462	
1.6		2025	1970	1902	1838		180				85		M30	64				581	610	

(Tiếp theo)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)	(21)
0,3 0,6	1900	2040	2000	—	—	10	—	—	53 88	60 94	—	—	M20	68	147 239	146 237	151 242	—	—	—
0,3 0,6	2000	2140	2100						58 90	64 95				72	172 264	170 262	176 268			
1,0 1,6		2205 2240	2160 2180	2100 2112	2034 2040	—	185 205		—	—	80 95		M24 M30	76 68	—	—	—	573 773	597 807	
0,3 0,6	2200	2350	2310	—	—	12	—		58 92	64 98	—		M20	80	216 326	214 324	221 331	—	—	
1,0 1,6		2415 2450	2370 2390	2310 2320	2236 2248	—	195 220		—	—	85 105		M24 M30	72	—	—	—	710 951	736 991	
0,3 0,6	2400	2550	2510	—	—	12	—	—	62 102	68 108	—	—	M20	88	247 394	245 392	252 399	—	—	—
0,3	2600	2750	2710						68	74					279	277	284			
	2800	2950	2910						74	80				92	334	332	339			
	3000	3150	3110						80	85				96	390	388	398			

Mục lục

KỸ THUẬT TÁCH HỖN HỢP NHIỀU CẤU TỬ

TẬP 2 – TÍNH TOÁN VÀ THIẾT KẾ

NHÀ XUẤT BẢN BÁCH KHOA – HÀ NỘI
Ngõ 17A Tạ Quang Bửu – Hai Bà Trưng – Hà Nội
ĐT: 04. 38684569; 04. 22410605; 04. 22410608; Fax:04. 38684570
Website: www.nxbbachkhoa.hut.edu.vn

Chịu trách nhiệm xuất bản:
Giám đốc – Tổng biên tập: TS. PHÙNG LAN HƯƠNG

Chịu trách nhiệm nội dung:
Tác giả: **PGS. TS. NGUYỄN HỮU TÙNG**
Phản biện: **GS. TSKH. NGUYỄN BIN**
GVC.TS. NGUYỄN VĂN XÁ

Biên tập: **BAN BIÊN TẬP**
Chế bản: **NGUYỄN THỊ NHUNG**
Trình bày bìa: **ĐÀO MINH ANH**

In 500 cuốn khổ 19 × 27cm tại Công ty cổ phần In Hà Nội.
Giấy xác nhận đăng ký kế hoạch xuất bản số: 556 – 2011/CXB/05 – 408/BKHN, do Cục Xuất bản cấp ngày 01/06/2011.
In xong và nộp lưu chiểu quý III năm 2011.

MỜI BẠN ĐỌC THAM KHẢO SÁCH KỸ THUẬT
CỦA NHÀ XUẤT BẢN BÁCH KHOA - HÀ NỘI

ĐỊA CHỈ PHÁT HÀNH

Nhà xuất bản Bách Khoa - Hà Nội
Nhà E - ngõ 17A - Tạ Quang Bửu - Hà Nội
ĐT: 04. 38684569; 04.22410608 Website: http://nxbbachkhoa.hut.edu.vn
Trung tâm sách Bách Khoa
Số 1 Giải Phóng - Hà Nội. ĐT: 04. 38682419
Nhà sách Bách Khoa
Nhà A17 - Tạ Quang Bửu - Hà Nội. ĐT: 04. 36231317
Các nhà sách trên toàn quốc

ISBN: 9786049110146









Giá: 145.000 đồng